



SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA LA ELIMINACIÓN DE OLORES EN UNA CORRIENTE DE GASES DE BETÚN ASFÁLTICO

Equipos dinámicos y tuberías

Identificador: TFGEQ_1902

Miembros: Cayla Barry Obalat (azul)

Ignacio Martín Clopés (rojo)

Pere Núñez (verde)

Tutor: Josep Maria Vendrell

Grado: Ingeniería Química

Tarragona, 12 de junio de 2019

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.
Autorització pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química

TÍTOL DEL TFGEQ: SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA LA ELIMINACIÓN DE
OLORES EN UNA CORRIENTE DE GASES DE BETÚN
ASFÁLTICO

AUTOR: Cayla Barry Obalat, Ignacio Martín Clopés, Pere Nuñez Sanromà

CURS ACADÈMIC: 2018/2019

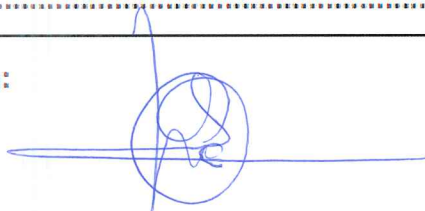
VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana, en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera el TFGEQ

APTÉ, i en conseqüència dona el seu vist i plau per a la defensa

NO APTÉ per a ser defensat pels motius exposats a continuació

Signatura:



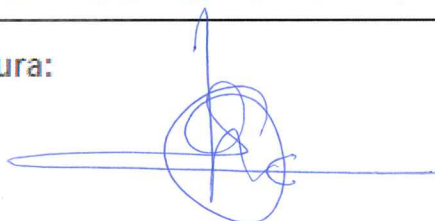
Data: 11/06/2019

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana, en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa Asfaltos Españoles S.A.

^(*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció

Signatura:



Data: 11/06/2019

The following Project is created following the necessity of odor and smell elimination from *ASESA*'s bitumen storage tanks. *ASESA* produces 1 million tons of bitumen annually, a quantity which would allow the construction of 5500 km of a two-lane road. And with a refining capacity of 1,4 million tons of crude oil, the amount of product that *ASESA* needs to store is substantial. This poses the necessity of creating product storage facilities. In the case of bitumen, the storage facility is a tank yard in which the largest tank has a storage capacity of 40 thousand tons of bitumen.

The bitumen storage tanks are open to the atmosphere (API tanks) and therefore can release gases into the atmosphere. For example, during the filling of the tanks the same amount of volume of product being fed into the tanks is displaced in the form of gases from the head apertures. This poses a problem as the gases containing hydrocarbons, sulphates and other particles provoke an intense and unpleasant smell that can reach the nearby residential neighborhoods. The intensity and the reach of the smells depend on a variety of factors, most importantly atmospheric and weather conditions in which there is little to no air movement and the smells do not diffuse into the atmosphere. While the current legislation allows the amount of smell emitted right now by the bitumen tanks, a stricter legislation is foreseen in the coming years. Furthermore, the main problematic is the bad image that these smells cause for the company.

The objective of the following study is the elimination of the smells emitted by these gases in the most efficient way possible. Various alternatives were analyzed and finally a microbial digestion of the gases was chosen as it assures the elimination of the smells and can work with a large variety of contaminants. Before the biological treatment, the condensable particles in the gas stream are eliminated to ensure a full aerobic digestion in the biological reactor. This is accomplished with the use of the *proceso 0* in which the gases pass through two carbon filters that are sprayed continually with *gasoil*, this process causes the condensable particles in the gas stream to condense and they are then eliminated through a liquid stream. The gases are then fed to the biological reactor through the work of a compressor. The biological treatment works in a similar way to an industrial wastewater treatment plant, through aerobic digestion and producing a stream of clean water which can be fed directly into Tarragona's industrial water emissary or into *ASESA*'s own WWTP for further treatment. Parallely, a flux of treated gases containing less complex metabolites and inorganic minerals are released into the atmosphere. This process eliminates the majority of the smells, but a secondary procedure of smell encapsulating spray is installed above the biological reactor to eliminate any residual smells. The designed process ensures the complete elimination of the smells.

ÍNDICE

1	INTRODUCCIÓN	9
2	ETAPA PRELIMINAR	10
2.1	<i>Scope</i> del proyecto.....	10
2.2	Análisis de alternativas.....	10
2.2.1	Biofiltración	12
2.2.2	Bioscrubber	13
2.2.3	Biotrickling filter.....	14
2.2.4	Biorreactor.....	15
2.2.5	Conclusiones	16
3	INGENIERÍA CONCEPTUAL	17
3.1	Fundamento teórico de los olores.....	17
3.2	Fundamento teórico bioreactores	18
3.3	<i>Layout</i> de la planta.....	19
3.4	<i>Utilities</i> disponibles ASESAs.....	20
3.5	Selección de materiales	20
4	INGENIERÍA BÁSICA	22
4.1	P&ID y esquema de control	22
4.1.1	Control del biorreactor R-101	22
4.1.2	Control del decantador D-101 y recirculaciones.....	23
4.1.3	Control de la línea de gas	24
4.2	Diseño del reactor biológico R-101.....	25
4.3	Diseño del decantador D-101	27
4.4	Diseño de las tuberías	28
4.4.1	Nomenclatura	28
4.4.1	Determinación del diámetro óptimo de las tuberías.....	29
4.4.2	Especificaciones de las tuberías	30
4.5	Diseño de las bombas	31
4.5.1	Caracterización del flujo	31
4.5.1	Determinación de las pérdidas por fricción de los accesorios	32
4.5.1	Balance de energía mecánica	34
4.5.2	Selección de bombas centrífugas	35
4.5.1	Selección de bombas peristálticas.....	38
4.6	Diseño del compresor K-101	39

4.6.1	Balance energético en el compresor.....	39
4.6.2	Planteamiento del proceso de compresión	39
4.6.3	Cálculo de las condiciones de operación de las etapas de compresión.....	40
4.6.4	Cálculo de las necesidades energéticas de la compresión.....	41
4.1	Simulación <i>ASPEN</i>	42
4.1.1	Simulación K-101	43
4.1.1	Simulación E-101	43
5	ESTUDIO DE SEGURIDAD HazOp.....	44
5.1	Impacto en las personas	46
5.2	Impacto en el medioambiente.....	47
5.3	Impacto en las instalaciones	48
5.4	Resumen HazOp.....	49
6	MANTENIMIENTO Y OPERACIÓN.....	50
6.1	Reactor biológico R-101.....	50
6.2	Decantador D-101	50
7	INFORME AMBIENTAL	52
7.1	Conceptos de los olores	52
7.2	Metodología científico-técnica.....	53
7.3	Evaluación de los olores por olfatometría de campo.....	53
7.4	Legislación	53
7.5	La contaminación odorífera en la Generalidad de Cataluña	54
7.6	Determinación de las unidades de olor.....	54
7.7	Uso de las unidades de olor en ambientes industriales.....	55
8	ESTUDIO ECONÓMICO	56
9	CONCLUSIONES	59
10	BIBLIOGRAFIA	60

TABLA DE NOMENCLATURA

Símbolo	Significado	Unidades	Símbolo	Significado	Unidades
G	Aceleración gravedad	m/s ²	N _{sin}	Necesidades de síntesis	kg O ₂ /día
Z	Altura	m	N _R	Número de Reynolds	Adim.
A	Área de paso	m ²	out.	Output / Salida	-
CS	<i>Carbon steel</i>	-	ΔP	Pérdida de presión/carga	kPa
C _{fangos}	Carga de Fangos	m ³ /m ² ·h	h _L	Pérdidas de carga	m
NPSH	Carga de succión positiva neta	m	γ	Peso específico	kN/m ³
h _A	Carga total sobre la bomba	m	P	Potencia	kW
C _v	Carga volumétrica	kg DBO/m ³ ·dia	P _d	Presión de diseño	bar
ṁ	Caudal másico	kg/h	P _t	Presión de operación	bar
Q	Caudal volumétrico	m ³ /h – m ³ /s	P _p	Presión de prueba	bar
K	Coefficiente de resistencia	Adim.	PN	Presión nominal	bar
R	Constante de los gases ideales	kJ/kg·K	P0	Proceso 0	-
DBO _{part}	DBO particulada	mg/L	F _t	Producción de fangos exceso <i>Huisken</i>	Kg MLSS/día
DBO _{sol}	DBO soluble	mg/L	F _{volat}	Producción fangos volátiles	kg MVSS/día
ρ	Densidad	kg/m ³	η _{pump}	Rendimiento bomba	%
D _{adpt}	Diámetro adaptado	m	η _c	Rendimiento isoentrópico comp.	%
D _f	Diámetro carga de fangos	m	e	Rugosidad material	m
D	Diámetro exterior	mm	S _f	Superficie de fangos	m ²
D _{in.}	Diámetro interior	mm	S _{vel.}	Superficie por velocidad	m ²

Símbolo	Significado	Unidades	Símbolo	Significado	Unidades
DN	Diámetro nominal	mm	S_{anoxReal}	Superficie zona anóxica	m^2
D_{vel}	Diámetro por velocidad	m	S_{oxReal}	Superficie zona óxica	m^2
\mathcal{A}	Diámetro rodete bomba centrífuga	mm	T_d	Temperatura de diseño	$^{\circ}\text{C}$
h	Entalpía	kJ/kg	T_t	Temperatura de operación	$^{\circ}\text{C}$
s°	Entropía	$\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$	T_{rg}	Tiempo de retención gases	h
f	Factor de fricción	Adim.	T_r	Tiempo retención hidráulico	h
fr	Frecuencia	rpm	W	Trabajo	kJ
IM	Indice de MOHLMAN	mg/l	TB	Tratamiento 0	-
in.	Input / Entrada	-	-	Unidades odoríferas	uoE
L	Línea	-	v	Velocidad	m/s
L	Longitud	m	η	Viscosidad dinámica	$\text{kg/m}\cdot\text{s}$
L_e/D	Longitud equivalente	Adim.	V_{decant}	Volumen decantador	m^3
M_{fangos}	Masa de fangos en cuba	kg MLSS	V_{nec}	Volumen necesario	m^3
M_{fang}	Masa de fangos zona oxica	kg	V_{anox}	Volumen zona anóxica	m^3
N_{resp}	Necesidades de respiracion	kg O_2/dia	V_{ox}	Volumen zona óxica	m^3

1 INTRODUCCIÓN

El presente informe recoge las tareas realizadas a lo largo del proyecto de diseño del sistema de tratamiento para la eliminación de olores de una corriente de gases de betún asfáltico proveniente de la fase vapor de tanques atmosféricos del patio de tanques de la planta de ASESА en Tarragona, España.

Originalmente, el objetivo planteado para este proyecto no estaba definido en su totalidad, ya que la primera parte del proyecto contemplaba un estudio bibliográfico de las mejores técnicas disponibles para el tratamiento del corriente de gases de betún, con lo que el proyecto solo quedaba definido a grandes rasgos. Una vez el sistema fue elegido, tal y como se describe más adelante en el apartado de selección de alternativas, se pudo definir en su totalidad el alcance del proyecto, llegando a incluirse en el proyecto los diseños de ingeniería conceptual e ingeniería básica, así como un informe medioambiental, un análisis económico y un estudio de seguridad en forma de estudio HAZOP.

De esta forma, este proyecto define una pequeña estación biológica de tratamiento de gas, que funciona en continuo y de forma totalmente automática en el transcurso de su operación habitual.

Además, con esta nueva instalación se consigue reutilizar una instalación actualmente en desuso en la planta de ASESА, que pretendía, sin éxito, cumplir el objetivo de tratamiento de olores planteado para este proyecto. Si bien esta instalación, a la cual se hará referencia de ahora en adelante por el nombre de “Proceso 0”, no cumplía su objetivo original, se utiliza en este nuevo sistema para optimizar su funcionamiento, mejorando la reacción biológica que se lleva a cabo en el biorreactor, el equipo más crítico de este proceso.

2 ETAPA PRELIMINAR

2.1 Scope del proyecto

El encargo inicial del proyecto y el objetivo principal del mismo es la eliminación de los olores provocados por la emisión de gases desde los tanques de betún asfáltico de las instalaciones de ASESА. Por lo tanto, el alcance del proyecto incluye el estudio bibliográfico inicial de MTDs (mejores técnicas disponibles), del funcionamiento del proceso 0 y su posible aprovechamiento (instalación ya existente de tratamiento de los gases que no cumplió nunca con el propósito de eliminación de olores). Se incluye en el alcance la ingeniería conceptual y la ingeniería básica del proyecto. Dentro de la ingeniería básica se realiza el diseño de los equipos dinámicos (bombas, compresor) y de los equipos estáticos del nuevo proceso (reactor, decantador, tuberías) con hojas de especificaciones individuales. Se realiza el esquema de control P&ID junto con los manuales de operación. Se realiza un estudio de seguridad que incluye un estudio *HazOp* del proceso 0 y de tratamiento biológico. Se realiza una estimación de costes de implementación del proyecto junto con un informe ambiental.

2.2 Análisis de alternativas

El principal objetivo del proyecto, como se ha definido con anterioridad, es el tratamiento de los olores emitidos por el betún asfáltico contenido en los depósitos del parque de tanques. El problema que presenta esto es que, por lo general, las plantas grandes con patios de tanques del tamaño del cliente del proyecto no hacen ningún tratamiento de olor, o no hacen públicos los sistemas utilizados para ello. Por otro lado, en los patios de tanques más pequeños o incluso en cisternas, el sistema que se utiliza es simplemente la adición de un producto al propio betún con el fin de inhibir en gran medida el olor que produce. Esta opción, sin embargo, no es viable para la cantidad de producto que se mueve en ASESА, donde las cantidades son mucho más elevadas.

El sistema que se implementó previamente en la planta cumplía una función, que era separar los componentes condensables de la corriente de vapor del tanque. Con este sistema no se logró el objetivo primordial, que era eliminar o reducir el olor emitido de manera significativa, pero a tenor de las propuestas con las que se trabaja en este proyecto, como se verá más adelante, es casi seguro que este sistema será necesario para el correcto funcionamiento de la nueva instalación.

En el transcurso de la investigación bibliográfica llevada a cabo, se han explorado varias opciones para el diseño de la instalación definitiva, y la realidad es que la cantidad de posibles opciones para el tratamiento de olores es muy variada. Sin embargo, hay que enfrentarse a un gran problema: el tratamiento de olores se centra, en la mayoría de los casos, en productos químicos específicos. Si bien es cierto que se conocen algunos componentes del betún implicados en la emisión de olor, enfocar el tratamiento en estos productos no garantiza el éxito de la instalación, ya que hay un amplio espectro de componentes que pueden estarlo causando, y con los tratamientos químicos convencionales, más allá de los enmascaradores, no se ataca la raíz del problema. Por eso se decidió centrarse en el estudio de las alternativas hacia una zona muy específica de tratamiento de olores: el tratamiento biológico.

Existen métodos de tratamiento de olores que pueden eliminar el olor con un 99% de eficiencia, pero eso sólo sucede cuando el componente o componentes a tratar son conocidos y únicos. El tratamiento biológico permite cubrir una gama mucho más amplia de compuestos, y esto es un rasgo esencial en el caso particular del betún. Teniendo en cuenta que en ASESА existe una planta de tratamiento biológico de aguas, contaminadas con los

mismos componentes presentes en los gases del betún, se decidió enfocar la selección del sistema en esa dirección.

Debido a este enfoque, y aprovechando el conocimiento que se tiene sobre el comportamiento de los microbios involucrados en este tipo de tratamiento debido a la experiencia de *ASESA*, se sabe que el tratamiento de olores requiere de un pretratamiento de esa corriente de vapores. Anteriormente, la necesidad de aprovechar la instalación anterior se ha mencionado por una razón muy específica. Los microbios que tienen la capacidad de "digerir" los hidrocarburos y los componentes comunes típicos en ellos son principalmente aeróbicos, es decir, necesitan una presencia de oxígeno constante. Si los componentes condensables del betún no se eliminan, estos dificultarían el contacto del vapor con los microbios y de los microbios con el oxígeno que los alimenta. Así pues, esto podría causar una pérdida de eficiencia masiva, incluso pudiendo llegar a ser necesario reponer el ecosistema microbiano debido a la muerte de toda la fracción aeróbica. Si se consigue utilizar el sistema antiguo, este problema no se generaría, ya que la diminuta cantidad de condensables que podría permanecer en el flujo de gas sería digerida por los microbios.

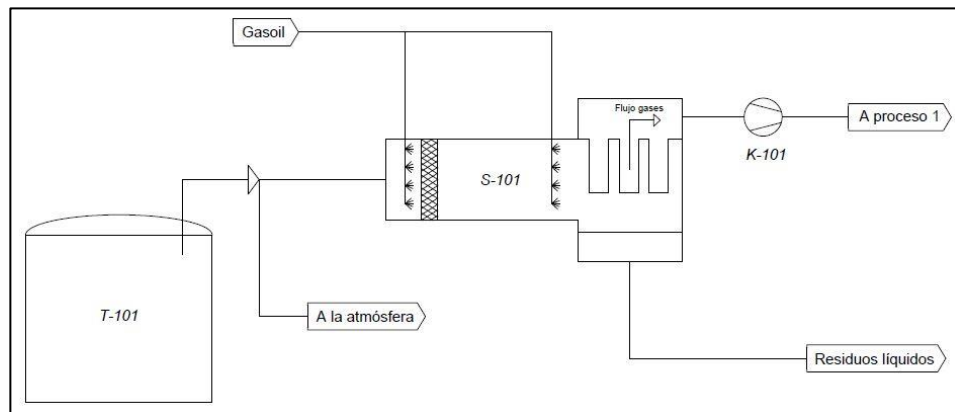


Figura 2.1. Esquema proceso 0.

Habiendo expuesto los antecedentes, las alternativas que se han explorado son las siguientes:

2.2.1 Biofiltración

El biofiltro se utiliza para pasar el gas o vapor que se quiere tratar a través, en primer lugar, un humidificador, con el objetivo de aumentar su humedad. La humedad dentro del biorreactor donde se encuentra el filtro es un parámetro crítico en cuanto a la eficiencia del sistema, junto con la temperatura, la disponibilidad de nutrientes y el pH. La temperatura misma, que aumenta debido al calor tomado por la reacción biológica, hace que se pierdan cantidades significativas de agua, que debe ser reabastecido de dos maneras: por la acción del humidificador y por la adición de agua en forma de lluvia desde la parte superior del filtro. Además, esta segunda forma de añadir agua al sistema es que da la posibilidad de controlar la cantidad de nutrientes que se inyecta en el sistema, ya que se añaden directamente a la corriente de agua.

En segundo lugar, el gas entra por la parte inferior del biorreactor y va a la salida superior, que está abierto al medio ambiente. Esto sucede cuando el proceso de biofiltración ocurre como tal, ya que el biorreactor es donde está el lecho filtrante.

El lecho filtrante puede consistir en diferentes materiales, entre los que distinguimos dos familias. Por un lado, bioactivos de origen natural, tales como tierra, turba, compost, corteza de árboles, etc. Estos componentes son capaces de mantener la humedad en valores altos, y por lo general tienen suficientes nutrientes minerales para facilitar la aparición del crecimiento de la fauna microbiana. Además, son fáciles de obtener y generalmente su precio es barato. Generalmente se utiliza a menudo una mezcla de diferentes materiales expuestos. El principal problema que presentan los compuestos de este tipo es la degradación: con el tiempo se vuelve inevitable, a pesar de aplicar medidas preventivas, que la biomasa debe cambiarse. Esto se vuelve indispensable, ya que con el tiempo se pierde la capacidad de acumular agua, reduciendo en gran medida la eficiencia del sistema.

En el caso de los materiales sintéticos, se utilizan los de carácter poroso, tales como carbón activo cerámico, vidrio sinterizado, roca de lava, espuma de poliuretano, vermiculita o perlita. A diferencia de los de origen biológico, estos materiales no contienen nutrientes de forma natural, lo que significa que la formación de la fauna microbiana sería más complicada al principio. Por el contrario, tiene bastantes ventajas: no se deterioran con el tiempo y pueden diseñarse de tal manera que presenten propiedades físicas adaptadas a las necesidades del filtro, seleccionando porosidad, capacidad de adsorbente, etc.

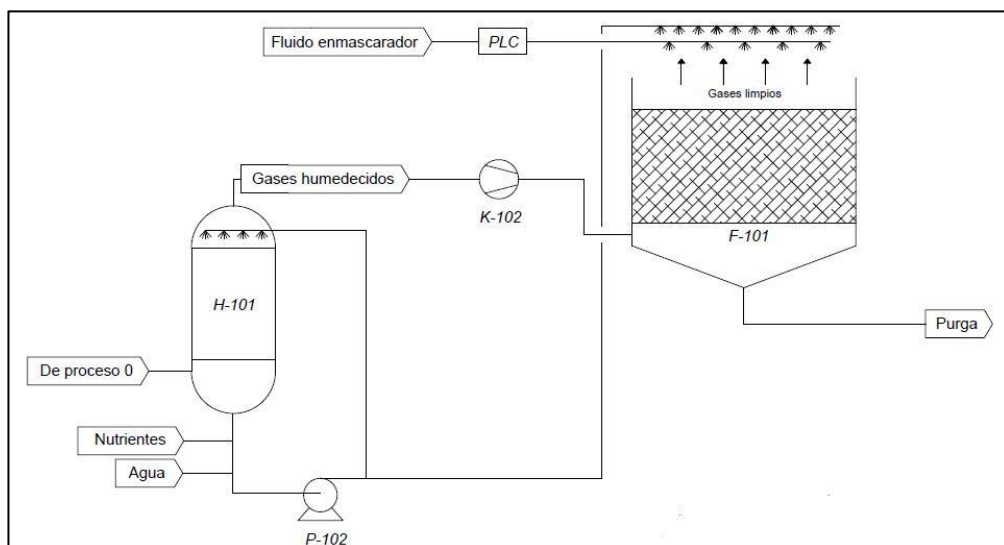


Figura 2.2. Esquema biofiltración.

2.2.2 Bioscrubber

En un *bioscrubber*, los componentes gaseosos que quieren ser eliminados son capturados por absorción en una torre de lavado, típicamente conocida por su nombre en inglés *scrubber*. Hecho esto, el líquido transporta los componentes de gas que se quieren ser tratar dentro de un biorreactor, donde se produce la digestión de los hidrocarburos y los otros componentes que causan olor. Es aquí donde se tiene que realizar el control del pH y la adición de nutrientes, ya que es donde se produce toda la actividad microbiana. Este control debe ser continuo, con el fin de mantener el crecimiento de los microbios activos y por lo tanto una alta actividad digestiva. Además, con el fin de tener un mejor contacto entre los microbios aeróbicos y el oxígeno, el aire debe ser introducido por la parte inferior del reactor, por lo que se distribuye a lo largo del contenido del recipiente. Con el fin de aumentar la eficiencia, este reactor debe estar constantemente agitado, y también se puede adaptar la instalación de forma que los gases que escapan del reactor aireado son recirculados a la torre, aumentando así la cantidad de gas maloliente que se trata. La salida del biorreactor se trata a un sedimentador del cual se reutilizan lodos y agua, recirculando los lodos al reactor y el agua a la ducha del depurador.

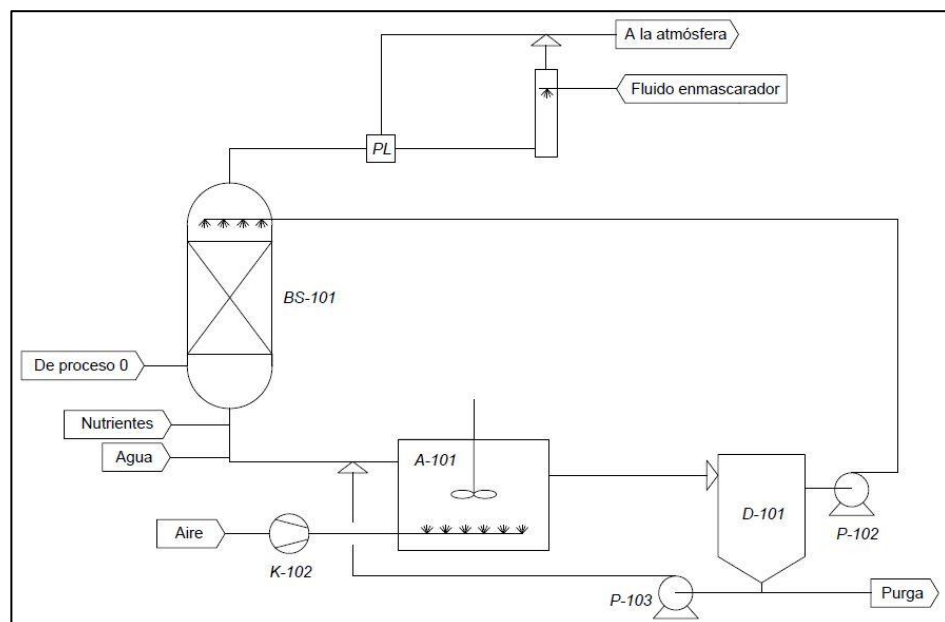


Figura 2.3. Esquema *bioscrubber*.

2.2.3 *Biotrickling filter*

Esta tecnología une en una sola instalación las ideas que se trabajan en los dos procesos descritos anteriormente. El funcionamiento del sistema consiste en circular el gas a tratar, los vapores de betún, a través de una torre similar a un scrubber, donde los vapores entran por fondo y el líquido entra por la parte superior. El líquido, como en los casos anteriores, proporciona humedad, nutrientes, controla el pH y particularmente para este caso, ayuda en la eliminación de componentes que pueden obturan el paso de fluidos o inhiben la actividad de los microbios.

Idealmente, el funcionamiento de esta instalación es estacionario, y simplemente el líquido que es llovido de la cabeza de la torre es purgado por fondo, junto con las partículas que haya arrastrado. Por lo tanto, se podría reponer el material que pierde a medida que se purga, no siendo necesario realizar sustituciones totales del contenido del equipo.

El principal problema que podría surgir con esta tecnología sería el crecimiento excesivo de la población microbiana. Este fenómeno podría generar pérdidas de carga significativas, podría reducir el tiempo de residencia del líquido y, en general, produciría una disminución en la eficiencia del sistema. En respuesta a este problema, hay diferentes propuestas para estudiar, todas ellas enfocadas en atacar de forma controlada a la población microbiana a través de cambios en las condiciones y pH, presencia de nutrientes, etc. En casos extremos de sobrecrecimiento, sería necesario sustituir la biomasa en su totalidad.

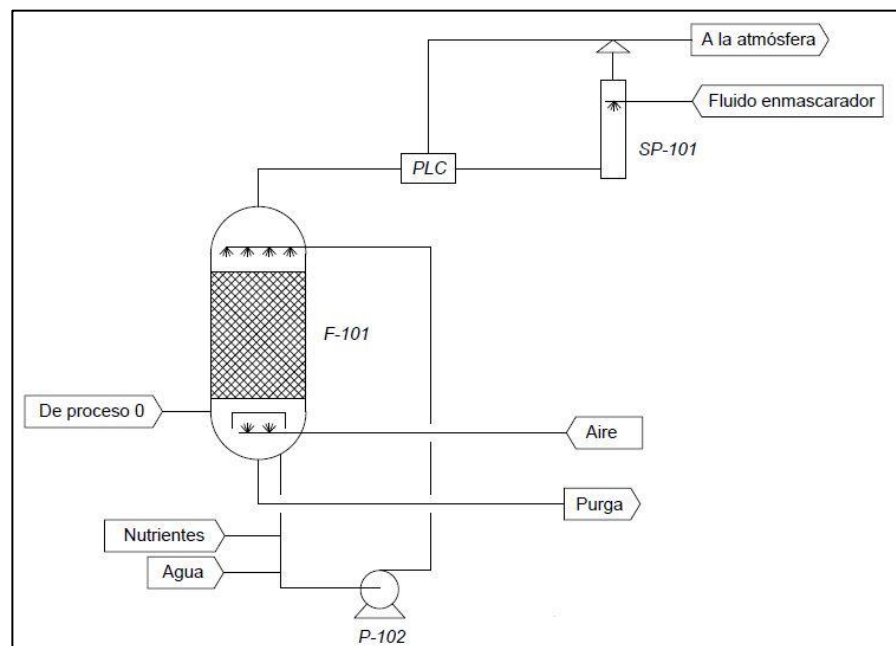


Figura 2.4. Esquema *biotrickling filter*.

2.2.4 Biorreactor

Es el sistema más ampliamente utilizado en el tratamiento de olores producidos por la industria. La base de la operación es similar a la del biofiltro; la entrada de gas sucio se realiza por el fondo del reactor, donde hay un medio líquido favorable para la vida de los microbios. El principal beneficio de este sistema es que se comporta de una manera muy estable, por lo que los parámetros que, como en los casos anteriores, que son las causas del crecimiento (o muerte) de la fauna microbiana, son fácilmente controlables. Además, la estructura de un biorreactor le permite configurarlo específicamente para un tratamiento específico. En este caso, como sea posible, se puede instalar la acumulación de hidrocarburos condensables en la superficie, un sistema de arrastre de espuma o acumulaciones de hidrocarburos, mejorando así la transferencia de oxígeno con la superficie del líquido. En relación a este aspecto, el biorreactor ofrece la posibilidad de alterar su geometría para adaptarse a las condiciones que desea someter, así como se realiza con la elección de la biomasa, tipo de reactor (reactor de transporte aéreo, ciclo externo, cilindro, laguna aireada, etc.), la configuración de la aireación, etc.

El objetivo final de la configuración que se elige para el biorreactor depende del tipo de tratamiento que desea realizar, el flujo de aire a tratar, el control de las condiciones de la población microbiana, la optimización de la transferencia de gas a los microbios, por lo que discusión para definir el diseño definitivo del reactor debe ser más extensa y precisa, con el objetivo de satisfacer las condiciones ideales para la operación.

Normalmente, especialmente en los casos en que el objetivo del tratamiento es limpiar una corriente de fluido contaminado, después del tratamiento microbiano, es necesario la presencia de un decantador, donde se separa el agua del lodo producido por la digestión de microbios por el otro. Este sistema podría no ser necesario en este caso específico, puesto que su objetivo final sería la regeneración de la fauna microbiana y la purga de microbios muertos con el fin de aumentar la eficiencia, cosa que debería someterse a estudio.

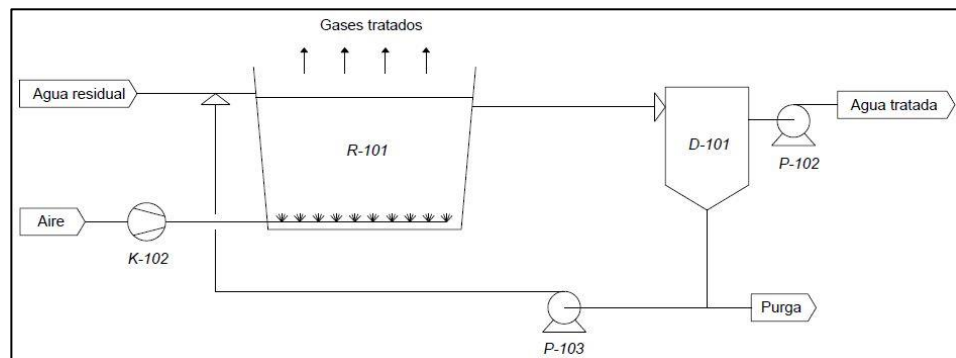


Figura 2.5. Esquema reactor biológico.

2.2.5 Conclusiones

Los principales factores que se han tenido en cuenta de cara a decidir por que alternativa decantarse han sido principalmente los relacionados con el control del proceso, la seguridad industrial y el coste.

En lo que a control de proceso se refiere, las variables principales a controlar son prácticamente las mismas en todos los casos, pero en algunos de los procesos es más probable que ocurran cambios súbitos en algunas de las variables más importantes, como el caso de la biomasa en los filtros. En los filtros, la distribución de la biomasa y de los residuos que se generan de la digestión pueden ser un problema considerable, puesto que podrían causar problemas de taponamientos, pérdidas de carga importantes, dificultades para la transferencia de materia de los compuestos a tratar de la fase gas a la líquida, y más teniendo en cuenta que la humedad podría ser difícil de controlar. En cambio, en los procesos donde estas variables se controlan en un medio líquido, donde se supone una homogeneidad total, aparecen menos problemas y más propensión a alcanzar un estado estacionario si se diseña un buen esquema de control, con lo que los sistemas de estas características ganan puntos en este aspecto.

Por lo que a la seguridad industrial se refiere, el principal factor estudiado es la problemática que ofrece la entrada de un gas que puede ser inflamable/explosivo en equipos no abiertos a la atmosfera, que además que deberían diseñarse para soportar presión. Si bien podría diseñarse el sistema para minimizar el peligro que esto ofrece, no parece que sea una opción fuerte frente a las que no presentan este problema, ya que no queda justificado por una mejora de la eficiencia.

Por último, el coste; como se ha mencionado en el caso anterior, los equipos a presión que habría que utilizar encarecerían en gran medida el proyecto, y teniendo en cuenta que el resto de los elementos de todos los sistemas sería muy similar (compresor, bombas, tuberías, instrumentación, etc.), este sería un factor diferencial clave en la toma de la decisión final.

Así pues, de entre los 4 procesos planteados, el que reúne las características mencionadas anteriormente es el del biorreactor. La entrada de gas al proceso ofrece menos problemas de seguridad que el resto, ya que sería en el fondo de un biorreactor abierto a la atmosfera, con lo que no podría haber subidas de presión más allá de los que puedan surgir por problemas en la línea o los que pueda originar el compresor. El esquema de control también se simplifica respecto al de otros sistemas, debido a la homogeneización del contenido del biorreactor, y el coste sería más reducido por no aparecer equipos a presión.

3 INGENIERÍA CONCEPTUAL

3.1 Fundamento teórico de los olores

La detección de olores es un tema complejo debido a la naturaleza sensorial del olfato. Los olores son una mezcla de moléculas ligeras y pequeñas que, al entrar en contacto con los sistemas sensoriales humanos, incluso en concentraciones muy bajas, estimulan una respuesta anatómica que es percibida por el humano como un olor. La caracterización de estos olores además se considera generalmente subjetivo, aumentando la dificultad de la evaluación del olor.

Hoy en día, existen algunos métodos más objetivos y analíticos, pero el olfato humano se sigue considerando el instrumento más importante para la evaluación de olores. Con tal de poder definir y cuantificar los olores existen múltiples técnicas y ensayos, que se realizan por un número amplio de personas para minimizar el factor subjetivo del estudio. Los materiales *chemosensores* han permitido el desarrollo de sensores electrónicos que imitan el sistema biológico, reaccionando ante un componente químico específico por transducción y creando una señal. Estos sistemas son limitantes debido a su gran especificidad, difícilmente pueden detectar olores producidos por una mezcla de compuestos y es necesario un sensor específico para cada compuesto productor de olor. En el caso del betún asfáltico, este es descartado debido a la gran variedad de compuestos que forman el material. Finalmente, otro método utilizado en la industria es la cromatografía de gases, esta técnica sirve para identificar las sustancias que producen el olor, pero es necesaria mucha información previa incluyendo la de un análisis humano de los olores. Esta técnica, sin embargo, puede ser de mucha utilidad para cuantificar los olores de componentes específicos una vez han sido tabulados unos valores mediante análisis humano.

Debida a la importancia creciente de los olores en muchos sectores industriales, el campo de detección de olores está en constante crecimiento y se están desarrollando muchas técnicas nuevas con tal de poder eliminar la necesidad del olfato humano para el análisis tanto cualitativo como cuantitativo de los olores. Sin embargo, actualmente no existe la posibilidad de utilizar ningún método no humano en el caso de los gases emitidos por el betún asfáltico debido a la gran cantidad de moléculas y sustancias diferentes que lo forman.

3.2 Fundamento teórico bioreactores

La biotecnología es un campo en desarrollo. El término *biotecnología* fue creado por Karl Ekerly en 1917 y se considera como la aplicación de sistemas biológicos, de organismos vivos o de cualquier derivado de los mismos a la tecnología, para el desarrollo o modificación de procesos de producción.

Actualmente existen muchas aplicaciones de la biotecnología en el campo industrial y es la base del tratamiento de aguas residuales. En el caso del tratamiento de aguas residuales se combinan estrategias físicas y químicas con los sistemas biológicos con tal de obtener una eficiencia más elevada. También se están desarrollando muchos métodos para la aplicación de la biotecnología en la eliminación de olores y contaminantes de corrientes de aire industriales y municipales.

El objetivo de la tecnología a desarrollar es la eliminación de olores producidos por los gases del betún asfáltico. Existen varios grupos de microorganismos, en especial especies bacterianas, capaces de degradar esta tipología de contaminantes (hidrocarburos) en reactores biológicos. Los microorganismos requieren de un amplio rango de nutrientes para el crecimiento y la actividad de biodegradación de contaminantes. También se ha de asegurar un nivel de hidratación adecuada ya que la actividad microbiana disminuye considerablemente en ambientes secos. La temperatura y el pH son otros factores que afectan la actividad biológica y se recomiendan condiciones mesofílicas (temperaturas entre 15 y 40°C) para el tratamiento de corrientes gaseosas ya que la mayoría de estudios se realizan en estas condiciones y son las más fáciles de mantener en sistemas abiertos a la atmósfera. La biotransformación de hidrocarburos y otros compuestos presentes en la corriente en fase gas produce metabolitos menos complejos o minerales inorgánicos (H₂O y CO₂). La mineralización requiere de cantidades estequiométricas de oxígeno y es realizada por microorganismos aeróbicos. Debida a la necesidad de mantener condiciones aeróbicas, se requiere la eliminación de la fase libre presente en la corriente de gases entrante al reactor biológico. Con este objetivo se mantiene el sistema original de condensado y eliminación de condensables (*proceso 0*), que trata el flujo de gases a la salida del tanque T-101 de betún y previo al reactor R-101.

La adaptación de los microorganismos al nuevo ambiente es un período inicial en la puesta en marcha de reactores biológicos. Es un periodo que dura entre 4 y 8 semanas durante el cual varían las composiciones de las comunidades microbianas utilizadas para el *start up* de los reactores. Es común el uso de lodos activados o comunidades de microorganismos mixtas en vez de especies puras. Esto elimina la necesidad de selección de una población microbiana determinada mediante ensayos de laboratorio, y su posterior purificación y aislamiento. Además, en el caso de corrientes a tratar con un amplio rango de contaminantes también se requiere un amplio rango de microorganismos, incluyendo bacterias, actinomicetos, hongos, levaduras, algas y protozoos con tal de eliminar todos los contaminantes posibles. Este período de aclimatación implica una fase inicial de baja eficiencia del reactor, pero a la vez supone la posibilidad de eliminación de todos los contaminantes.

3.3 Layout de la planta

La empresa *Asfaltos Españoles, S.A.*, (*ASESA*), es una empresa constituida el año 1965, dedicada al refino del petróleo y especializada en la producción de betún asfáltico. La planta se encuentra ubicada en el Polígono Industrial Sur de Tarragona. La proximidad al Puerto de Tarragona permite a *ASESA* gestionar un Pantalán mediante el cual recibe y expide unas dos millones de toneladas de producto anualmente.

La refinería también posee una estación depuradora de aguas residuales propia (*BP*) que desemboca en el emisario conjunto de aguas residuales de Tarragona. Este emisario será aprovechado para la salida de aguas tratadas del proceso de tratamiento de gases.

La localización de la planta de tratamiento de gases se ha decidido teniendo en cuenta la proximidad a los *racks* ya disponibles en las instalaciones de *ASESA*. El proceso se inicia a la salida del tanque T-101 en el patio de tanques de betún asfáltico, los gases son derivados al *proceso 0*, instalado en una zona periférica al patio de tanques, donde son eliminados los condensables presentes en la línea de gases. A continuación, estos gases son enviados al reactor biológico R-101 en el cual se realizará la biodegradación de las partículas olorosas que se pretenden eliminar. El reactor R-101 finalmente se ubicará al lado de la estación depuradora de aguas interna de *ASESA* en la cual se encuentra una zona de 718 m² de construcción disponible, que cumple con las normativas internas de la empresa.

En la siguiente figura se puede observar una imagen aérea de las instalaciones de *ASESA* y su distribución actual. Aparecen marcados en el diagrama las principales partes del proceso de tratamiento de gases. Al lado del tanque de almacenamiento de betún (T-101) aparece marcado de color rojo el *proceso 0*. En azul se observa el camino que seguirán los gases a tratar y en verde las instalaciones del proceso de tratamiento biológico (*TB*).



Figura 3.1. Vista aérea instalaciones de ASESA.

Con tal de tener una visión más detallada de la distribución actual de la planta se puede observar la distribución en vista aérea en el anexo A.2.7. En el anexo A.2.8. se muestra el *layout* incluyendo todas las tuberías y equipos del proceso de tratamiento biológico.

3.4 Utilitities disponibles ASES

El proyecto se realiza mediante la técnica de *battery limits* en la cual se marca un límite imaginario (dentro del cual se encuentran el proceso 0 y el sistema de tratamiento biológico) y se considera que todos los materiales y servicios necesarios se encuentran disponibles en la calidad y cantidad requeridas. De este modo, todos los servicios que no cumplan con las especificaciones requeridas por el proceso tendrán que ser adaptadas y modificadas.

Los servicios disponibles actualmente son los siguientes:

- Electricidad trifásica con frecuencia de 50 Hz
- 3,8 kg/cm² de presión de vapor de agua a 145 °C
- 7,2 kg/cm² de presión de aire de instrumentación
- 14 kg/cm² de presión de nitrógeno
- Agua de refrigeración de entre 15-30°C, en función de las condiciones climatológicas

En ambos casos de límite de temperatura en el agua de refrigeración, estas temperaturas son debidas a condiciones climatológicas extremas.

3.5 Selección de materiales

Con tal de minimizar la posibilidad de corrosión por ataque galvánico en la instalación se utilizará el mismo en todos los equipos, tuberías, válvulas, instrumentación, tubuladuras y soldaduras, siempre que sea posible. Por este motivo se elige un material versátil, adaptable a todos estos productos. También es importante elegir un material común en la industria, con tal de facilitar la búsqueda de productos catalogados tales como bombas y válvulas.

Otro factor que se ha de considerar siempre es el medio en el cual se encuentra la instalación ya que puede influir en los tipos de corrosión que pueden presentar los materiales. En el caso de las instalaciones de ASES se han de buscar materiales resistentes a las condiciones de medios marítimos y urbanos, dos de los medios más susceptibles a provocar corrosión en los materiales metálicos.

Finalmente, se elige mantener el mismo material que en el proceso 0 en toda la instalación nueva. Este material es el acero al carbono y se elige ya que es un material que cumple el primer requisito mencionado y además tiene un coste relativamente bajo. Ante la probabilidad de corrosión incluso en materiales con coste mucho más elevado se ha optado por la selección de un material de menor coste que pueda ser reemplazado dada la necesidad. Por este motivo ya se cuenta en el diseño con la necesidad futura de realizar el reemplazamiento del material deteriorado en distintas partes del proceso, por el cual se recomendarán revisiones periódicas del material de la instalación en los manuales de mantenimiento.

A continuación (tabla 3.1) se muestran las principales características de este material.

Tabla 3.1. Propiedades acero al carbono.

Tipo/grado	A45	LF1	WPC	70
Nº especificación	A 672	A 350	A 234	A 515
Composición nominal	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Uso	<i>Pipe and tube</i>	<i>Forgings and fittings</i>	<i>Castings</i>	<i>Plate, bar, shapes, sheet</i>
Temperatura máxima de uso (°C)	593	538	593	538
Resistencia a la tracción (MPa)	310	414	414	483
Fuerza de rendimiento mínima (MPa)	165	207	209	262

Además del acero al carbono, se utilizará otro material, no metálico, en el diseño del reactor biológico y del decantador. En este caso, se utilizará hormigón con tal de crear la estructura externa de los recipientes y una cobertura plástica para aislar las paredes interiores de los productos del proceso. Estos materiales no provocarán ninguna reacción de tipo corrosiva por efecto galvánico en los otros equipos metálicos del proceso.

4 INGENIERÍA BÁSICA

4.1 P&ID y esquema de control

El diseño del esquema de control ha sido un proceso llevado a cabo a medida que se iba realizando el proyecto, para irse adaptando a las necesidades de proceso que surgían a causa del diseño de equipos, del análisis funcional de operatividad y de revisiones generales para optimización del proceso. Para optimizar la explicación se ha decidido separar la explicación del esquema en tres nodos: biorreactor, decantador y línea de gas. El diagrama P&ID del proceso se encuentra en el anexo A.2.10.

4.1.1 *Control del biorreactor R-101*

El esquema inicial se definió en base a las necesidades de control planteadas por la bibliografía, con lo que las principales variables a controlar entonces eran el pH, la temperatura y el oxígeno disuelto en el agua del reactor, puesto que para favorecer que la fauna microbiana del reactor sobreviviera y, por tanto, pudiera digerir los compuestos que se quiere tratar, estas variables deberían de moverse dentro de un rango muy limitado de valores. A medida que se estudiaba el proceso quedó patente que, si bien en una fase de puesta en marcha de la planta podría ser necesario controlar estos parámetros con una mayor precisión, la naturaleza del proceso, que tiende a presentar pocos cambios en las variables de entrada más allá de los que dependan de las condiciones atmosféricas, permite que el control sobre estas variables no sea prioritario gracias a su estabilidad:

El pH óptimo para el proceso oscila entre 6.0 y 9.0, y es un parámetro crítico en el control de proceso en las estaciones depuradoras de aguas residuales. En el caso de este proceso, las composiciones de entrada al proceso (tanto la fase líquida como la gaseosa) siempre son las mismas, y teniendo en cuenta que los componentes a tratar son los mismos que ya se tratan en la estación depuradora de agua de *Asesa*, se realiza la suposición de que el pH del agua sea similar al que se mide en la salida de agua hacia mar, un valor muy cercano a 7.0 y que no varía a lo largo del tiempo. Así pues, la variable será medida de manera continua con un pH-metro (PHI-101-03 en el plano P&ID-BIO-01) instalado en el biorreactor R-101, pero no será manipulado. Si se diera el caso en el que, por alguna razón inesperada, el pH se saliera del rango de operación, se utilizaría bicarbonato de sodio (NaHCO_3) para regularizarlo. Se ha decidido no invertir en instalación para automatizar este procedimiento debido a su poca repetitividad, por lo que esto sería un procedimiento manual llevado a cabo por operarios.

La temperatura, medida con el sensor TI-101-05, dependerá totalmente de la temperatura ambiental, así que se espera que oscile según la estación del año. El rango óptimo de trabajo va desde los 15°C hasta los 30°C, con lo que en las condiciones atmosféricas de esta localización no se esperan grandes desviaciones. El control de la temperatura del biorreactor es inasumible dado su volumen (poco más de 650 m³), puesto que el coste energético sería desorbitado. Se contempla que la eficiencia de las reacciones de digestión aeróbica sea menor en condiciones extremas de temperatura. Debido al clima de la zona, no se espera que se alcancen condiciones tan extremas como para que se dé una matanza total de la fauna microbiana. El mayor riesgo que existe es por bajas temperaturas, puesto que en invierno se alcanzan los 3°C, pero aun así no se toman acciones porque la temperatura de entrada del gas en el biorreactor impediría una bajada descontrolada de temperatura.

El oxígeno disuelto es un parámetro crítico para la supervivencia de los microorganismos encargados de la digestión aeróbica y para la eficiencia del proceso. Este parámetro se mide con el medidor O2I-101-02, pero no se controla. El corriente de gas tiene un contenido de

oxígeno similar al aire, y entre la transferencia de este oxígeno desde las burbujas al líquido, y la propia disolución de oxígeno en la superficie del biorreactor, se considera que la disolución se encontrará saturada en todo momento.

El nivel del biorreactor se autorregula por el rebosadero de salida. Excepto las pérdidas por purga de lodo y por evaporación, no hay otra salida del sistema en el transcurso de la operación habitual, por lo que es necesario reponer esas pérdidas con agua procedente de la planta de tratamiento biológico de aguas de *Asesa*. Las pérdidas por purga de lodo podrían medirse, pero al no poderse medir ni predecir las pérdidas por evaporación el control se hace por medición directa de nivel. La adición de agua se hace mediante la apertura de la válvula automática AV-101-01.

Por último, el control de adición de aditivos. Del tanque T-102 se adiciona al biorreactor una disolución de nutrientes (fosfatos, nitratos, sales minerales de potasio, magnesio, calcio y hierro) en agua, que se adiciona de forma periódica (no se hace ningún tipo de medición) mediante el uso de una bomba peristáltica (P-101). En el tanque T-103 se encuentra un compuesto antiespumante, biodegradable y no tóxico, que se adiciona sobre la superficie del biorreactor para evitar la acumulación de espuma, que aparte de causar problemas de suciedad y mantenimiento, dificultan la transferencia de oxígeno desde la atmósfera hacia el líquido. El sensor EI-101-04 detecta cuando la espuma ha alcanzado cierto nivel, abre la válvula AV-101-02 y activa la bomba P-104, también peristáltica. La cantidad de antiespumante que se agrega cada vez es fija, y la disposición en campo del sensor debe garantizar que haya flujo directo de antiespumante sobre el electrodo del sensor, para que este quede limpio y no ofrezca errores de lectura por quedar sucio de espuma. Por último, se dispone de un depósito de enmascarador de olores (T-104), que se adiciona de la misma manera que el antiespumante, pero por acción de un operario, puesto que la medición de olor en continuo no es lo suficiente precisa como para resultar fiable, con lo que se delega esta medida a la percepción de los propios operarios. Este compuesto se relega a usos marginales en casos extremos de pérdida de eficiencia del sistema, en los que podría aumentar el olor en gran medida.

4.1.2 Control del decantador D-101 y recirculaciones

En el decantador solo se controlan dos parámetros: el nivel del agua en la zona de clarificación y el nivel de lodo acumulado. El caudal de entrada de lodo en el decantador es mayor que el de salida, que está fijado por necesidades de la reacción de digestión aeróbica, con lo que un aumento progresivo del nivel de la interfase es inevitable. De todas formas, como ese aumento es muy lento, no se consideró justificado regularlo con una válvula de control en la purga, puesto que con una válvula todo o nada ya se alcanzan los requisitos de proceso. Así, con el medidor de nivel de la interfase (ILT-101-01) se especifican dos *setpoints*, uno de bajo nivel y otro de alto nivel, con lo que se controla la apertura y el cierre de la válvula automática AV-101-09, situada en la línea de purga de lodos (05.AL-L1018). Controlando la purga de lodo de esta manera, es imposible que el nivel de este caiga por debajo del *setpoint* marcado, más allá de lo que se pueda perder por el tiempo muerto entre la bajada de nivel y el cierre de la válvula, aunque haya una pérdida de eficiencia de la reacción en el biorreactor y se disminuya la producción de lodo.

Por otra parte, la salida de agua de del decantador también viene estipulada por necesidades del proceso. El control de nivel que se realiza es principalmente para evitar que la bomba P-102 pueda llegar a trabajar en seco, con lo que en caso de bajo nivel se detendría la bomba, que debería de reactivarse desde panel local, por acción de un operario que se asegure

de que se ceba correctamente, cerrando la válvula MV-101-13 hasta que se alcance una presión entre 1.5 y 2 bar, marcados por PI-101-02.

Como el circuito del agua es cerrado, no se realizan análisis de calidad en continuo, por lo que cualquier analítica de calidad de agua deberá realizarse mediante una toma de muestra. Esto solo será necesario para revisiones periódicas de la calidad del agua o en caso de que se quisiera enviar agua hacia el emisario a mar de *Asesa*.

4.1.3 Control de la línea de gas

La entrada del gas en el biorreactor para su tratamiento es lo más crítico del proceso. El gas proviene de lo que se ha denominado como “Proceso 0” por la línea 10-G-L0003. Debido al carácter inflamable de vapor de betún, en la línea hay instalados dos medidores de límite inferior de explosividad (LEL), AI-101-01A y AI-101-01B, que en caso de superarse el *setpoint* de porcentaje de LEL programado, enviarían señal a través del transmisor a la válvula automática AV-101-05 para que esta se abriera y disminuir el LEL por dilución.

La entrada de gas en el proceso depende de la carga de betún en el patio de tanques, que fuerza la salida del vapor de ellos, con lo que no es continua. Para suplir la falta de gas de entrada en el proceso, se mantiene un caudal constante con la entrada de aire atmosférico. Para mantener este caudal, se mide la suma de los caudales de gas betún y aire con FT-101-02, situado en la línea 10-GA-L0007, que regula la apertura de la válvula de control CV-101-01, siendo pues un lazo *feedback*, haciendo actuar a la válvula cuando el valor ya es añadido. Para evitar respuestas desproporcionadas del actuador, y teniendo en cuenta el comportamiento del proceso, el controlador idóneo para este lazo es un PID (proporcional, integral y derivativo).

El gas se impulsa al biorreactor mediante la acción del compresor K-101, el cual regula la presión que aporta al sistema mediante el uso de una línea de reciclo desde la impulsión hasta la aspiración del compresor, regulando su paso mediante la válvula de control CV-101-02, que actúa en base la medición de la presión en la impulsión de K-101, con el medidor/controlador PIC-101-05.

Frente a la posibilidad de problemas de funcionamiento del compresor, derivando en problemas de seguridad por sobrepresión, y tal y como se puede observar en el apartado 5.4 de este informe, aguas abajo de K-101 existen varias seguridades instaladas en la línea. En primer lugar, la medición de presión de impulsión del compresor (PI-101-01), posterior a su regulación por recirculación, controla la apertura de la válvula AV-101-10, que permite el alivio de presión al enviar parte del gas a la atmosfera. Además, si esto no fuera suficiente y se pudiera llegar a comprometer la integridad de la tubería o del intercambiador E-101, existe también un disco de ruptura tarado a 6 bar.

La temperatura que gana el fluido en el compresor es demasiado elevada para entrar en el biorreactor, por lo que es necesario reducirla. Como la temperatura mínima a la que se puede enfriar el gas es 44°C (según la simulación con *Aspen Exchanger*® para el diseño del intercambiador), no es necesario regular el caudal de entrada de agua de refrigeración, se utiliza un caudal constante. Así pues, lo único que se tiene en cuenta en el diseño esquema de control de esta parte del proceso es la monitorización de la temperatura de salida del gas y la presión de entrada del agua de refrigeración, para comprobar que el proceso funciona correctamente.

4.2 Diseño del reactor biológico R-101

Para este proyecto de tratamiento de olores, se ha basado el eje principal de la solución en el diseño de un biorreactor. Después de plantear las diversas alternativas vistas anteriormente, se ha escogido un sistema de fangos activos en un reactor rectangular. Los cálculos se han realizado siguiendo la metodología DBO₅¹.

El objetivo de este biorreactor es tratar el corriente gas de salida de los tanques de betún asfáltico en un reactor de fangos activos. con agua microbiana, de forma que se puedan digerir las partículas provocantes del mal olor mediante una digestión aeróbica. Además del biorreactor, se incorpora un sistema de enmascaramiento de olores, con tal de eliminar los olores que no hayan podido ser eliminados durante el tratamiento biológico. Este sistema de enmascaramiento se activará según las condiciones meteorológicas, siendo necesario en condiciones ambientales de estanqueidad y altas temperaturas. Esto es debido a la influencia de estas características ambientales en la percepción de los olores y la no dilución de los mismos en la atmósfera.

La DBO de salida que queremos obtener es de 2mg/L para que se adapte a las legislaciones tanto presentes como futuras. A partir de aquí y sabiendo los caudales de entrada y los sólidos en suspensión máximos permitidos en la salida. Podemos proceder a realizar los cálculos descritos en el anexo A.5. Primeramente debemos determinar el rendimiento de nuestro biorreactor, según la ecuación 4.1.

$$nDBO5necesario (\%) = \frac{DBO5_e - DBO5_{rs}}{DBO5_e} \cdot 100 \quad \text{Ecuación 4.1}$$

El biorreactor se ha diseñado para intentar obtener el máximo rendimiento posible. Los factores más importantes por determinar son: volumen, altura del biorreactor i masa de fangos producida. El volumen se ha calculado según la ecuación 4.2.

$$Vnec(m^3) = \frac{DBO5_e}{CV} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

El valor de CV (carga volumétrica) se obtiene a partir de los cálculos expuestos en el anexo A.5. Donde se selección un valor de Cm (carga másica) de y una concentración de fangos de 2 kg/m³. Así pues, siguiendo la ecuación 4.3, una vez conocido el volumen necesario, se calcula la masa de fangos en el biorreactor.

$$Mfangos(kg) = Vnec \cdot M \quad \text{Ecuación 4.3}$$

Se obtiene un valor de 1000kg de fangos en el biorreactor. El valor de carga másica se recalcula para encontrar el valor real. El volumen total del biorreactor obtenido es de 667m³. Es importante diferenciar entre la zona óxica y la anóxica. El volumen de la zona óxica, en la cual actuaran los microorganismos en la degradación de olores tiene un volumen de 600 m³ siendo el resto zona anóxica donde la actividad se verá reducida.

¹ Metcalf -Eddy. "Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización". Mc Graw Hill. 1998.

Se ha considerado una fracción de anóxica muy pequeña debido a la gran aireación del biorreactor y que la entrada de gases a tratar viene acompañada siempre con grandes cantidades de oxígeno.

Una vez se sabe el volumen, falta saber cómo dimensionamos el reactor de intentado que, al tratar los gases, las burbujas no se escapen del reactor provocando el mal olor y que los microorganismos no puedan digerir la materia. Para ello hemos usado la Ley de Fick. Escogiendo un diámetro de burbuja de 3mm para la mayor transferencia de masa posible, pero sin que esto genere una gran pérdida de carga y tomando como referencia valores de concentración, solubilidad y difusividad en agua del H₂S como partícula de referencia, hemos podido obtener la altura necesaria del reactor que es de 4,1 metros.

En el proceso de fangos activos es importante determinar tanto la producción como la recirculación. Para ello hemos calculado la producción de fangos con fórmula de Huisken y la recirculación con el Índice de Mohlman (IM). La estimación de fangos producidos es de 4609kg/día

El Índice de Mohlman (IM) es un parámetro de sedimentación que se calcula en ensayos de laboratorio. Se define como el volumen (en ml) ocupado por 1 gramo de fango sedimentado después de decantar 30 minutos en una probeta de 1 litro.

Cogiendo un valor bibliográfico estándar de 150 mg/L, hemos obtenido que el valor de recirculación es un 27,8% sobre el caudal de entrada, según la ecuación 4.4.

$$\% \text{ recirc.} = M \cdot \frac{IM}{1000 - (M - IM)} \cdot 1000 \quad \text{Ecuación 4.4}$$

El último paso en el diseño del biorreactor es calcular la oxigenación necesaria que necesitará el proceso el cual depende de: la carga másica de fangos y la masa total de fangos en zona óxica y anóxica. En este caso hemos escogido difusores tubulares de membrana adecuados para procesos de fangos activos con hidrocarburos con una aireación de 0,115m² por aireador.

Es un difusor sin impulso hidrostático, compuesto por tubo de PE y membrana tubular micro ranurada fijada con abrazaderas. Adecuado para montajes con "T" de conexión y en tubería cuadrada. Se estudió la opción de que los difusores fueran del tipo cerámico, pero estos se obstruyen con facilidad en procesos que no son 100% continuos.

Primeramente, a partir de los valores "a" y "b", los cuales se encuentran tabulados en función de la Cm (carga másica), se obtienen las siguientes funciones de aproximación para cada valor en las ecuaciones 4.5 y 4.6.

$$a = 0,5652 \cdot Cm^2 - 0,7183 \cdot Cm + 0,7178 \quad \text{Ecuación 4.5}$$

$$b = 0,0329 \cdot \ln(84,45 \cdot Cm) \quad \text{Ecuación 4.6}$$

Una vez obtenidos estos valores se calculan las cantidades de oxígeno necesarias para la respiración y la síntesis en el biorreactor. Para calcular las necesidades reales de oxígeno con la ecuación 4.7 hay que tener en cuenta tres coeficientes. "Tp", que toma un valor de 0,6 para difusores. "Tt" es un factor de corrección que depende de la temperatura y toma un valor de 1 para temperaturas mayores a los 12,7 grados Celsius. "Td" que depende de la carga de sólidos y toma un valor estándar bibliográfico de 2,4 kg MLSS/m²·h.

$$Nm_{\text{máxReal}} = T_p \cdot T_t \cdot T_d \cdot N_{\text{maxTeóricas}} \quad \text{Ecuación 4.7}$$

Una vez se tienen las necesidades máximas reales de oxígeno, se calcula el caudal total de oxígeno y el caudal para cada difusor, según la ecuación 4.8 Se obtiene un caudal de oxígeno de 119 kg O₂/día.

$$\frac{Q_{\text{máxAire}}}{\text{Difusor}} \left(\frac{m^3}{h} \right) = \frac{Nm_{\text{máxReal}}}{\frac{\text{TransO}_2}{100} \cdot \text{ContO}_2 \cdot \text{NumDifus}} \quad \text{Ecuación 4.8}$$

Respecto el material se ha decidido utilizar hormigón armado para la estructura y cubrir toda la superficie interior con una lona impermeable. A continuación, se muestran los resultados en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Resultados obtenidos en el diseño del biorreactor

Parámetro	Valor
Volumen reactor (m ³)	667
Volumen zona óxica (m ³)	600
Volumen zona anóxica (m ³)	67
Masa de fangos (kg)	1000
Altura (m)	4,10
Ancho (m)	10,0
Largo (m)	16,6
Caudal oxígeno necesario (kg/h)	119
Caudal recirculación sobre el caudal principal (%)	27,8
Material estructura	Hormigón Armado HA-40
Material recubrimiento	Lámina EPDM/ Etileno – Propileno – Dieno – Monómero 0,8mm

4.3 Diseño del decantador D-101

En este proyecto, no se ha entrado en el diseño del decantador, ni en funcionalidad ni estructura. Se ha creído conveniente dimensionarlo porque es un elemento que forma parte del proceso y ver si era viable construirlo en el *layout* disponible dentro de la empresa.

Para dimensionarlo, sabiendo el Índice de Mohlman (IM), el caudal de salida del biorreactor, la concentración de fangos (M) y la carga de sólidos (Cs), se aplica la ecuación 4.9 para calcular la carga de fangos.

$$C_{\text{fangos}} \left(\frac{m^3}{m^2 \cdot h} \right) = \frac{Cs \cdot IM}{1000} \quad \text{Ecuación 4.9}$$

Una vez se sabe que carga de fangos va a tener que soportar nuestro decantador, calculamos su superficie según la ecuación 4.10.

$$S_f (m^2) = Q_{\text{med}} \cdot IM \cdot \frac{M}{100 \cdot C_{\text{fangos}}} \quad \text{Ecuación 4.10}$$

Lo cual da una superficie de. Con la superficie, siguiendo la geometría, se puede calcular el diámetro por carga de fangos (ecuación 4.11). Se obtiene un diámetro por carga de fangos de 7,3m.

$$Df (m) = \left(\frac{Sf}{\pi}\right)^{0.5} \cdot 2 \quad \text{Ecuación 4.11}$$

La velocidad a la que entra el caudal de salida del biorreactor hacia el decantador también es un factor determinante. Se ha supuesto una velocidad bibliográfica ascensional de $V_{asc} \leq 8\text{m/s}$. La velocidad ascensional o carga superficial, es el caudal de fluido dividido por la superficie del depósito de sedimentación. A partir de las ecuaciones 4.12 y 4.13 se obtiene un diámetro de 11m.

$$S_{vel}(m^2) = \frac{Q_{entradaDecantador}}{V_{asc}} \quad \text{Ecuación 4.12}$$

$$D_{vel} (m) = \left(\frac{S_{vel}}{\pi}\right)^{0.5} \cdot 2 \quad \text{Ecuación 4.13}$$

Para dimensionar, se escoge el diámetro mayor entre el diámetro por carga de fangos y del diámetro por velocidad, y redondeamos al alza. Con lo que el diámetro escogido es de 9,2m. Siguiendo los cálculos del Anexo X.X. sabiendo el diámetro se puede calcular el volumen del decantador. Obteniendo un volumen de 198m^3 . A continuación se muestran los resultados obtenidos en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. Resultados obtenidos en el diseño del decantador.

Parámetro	Valor
Volumen (m^3)	198
Diámetro (m)	9,2
Altura (m)	3,3
Material	Acero al carbono

4.4 Diseño de las tuberías

Las tuberías constituyen una parte indispensable de cualquier proceso de producción. Mediante las tuberías son conectados los diferentes equipos de la planta y son la principal vía de transporte de fluidos. Los factores a tener en cuenta en el diseño de las tuberías son material, coste, corrosión, temperatura y presión de diseño, grosor y necesidades de aislamiento y/o traceado eléctrico.

En el apartado de selección de materiales se han expuesto los motivos por los cuales se selecciona como material de diseño de las tuberías (y otros equipos de la planta) el acero al carbono. También son expuestos la influencia que tendrá la selección del material en cuanto a los factores de coste y corrosión de las tuberías. Definido el material de construcción, se puede proceder al diseño de las tuberías.

4.4.1 *Nomenclatura*

Con tal de identificar correctamente y de manera sencilla todas las tuberías (líneas) del proceso se desarrolla un método de nomenclatura que indica la numeración, los diámetros nominales, la localización y la necesidad de recubrimiento de cada tubería. A continuación, en la ecuación 4.14, se muestra la nomenclatura empleada.

$$L - ZXXX - D'' \quad \text{Ecuación 4.14}$$

Donde, L indica que el equipo de trata de una tubería del proceso, Z indica la zona del proceso en la cual se ubica la tubería (0 – zona proceso 0 y 1 – zona proceso de tratamiento biológico), XXX indica la numeración de las líneas dentro del proceso y D indica el diámetro nominal en pulgadas de cada tubería.

En la nomenclatura no se especificará el material ya que todas las tuberías del proceso utilizarán acero al carbono (*carbon steel – CS*). Tampoco se incluirán indicadores de recubrimientos ya que, debidas a las condiciones de operación del proceso, no se contempla la necesidad de instalar aislamiento ni traceado eléctrico en ninguna de las líneas.

Además, en los diagramas P&ID del proceso se utilizará un *tag* para cada línea en el cual se especificarán los fluidos presentes en la tubería (tabla 4.3). La designación se realizará según la ecuación X.X, a continuación, donde D es el diámetro nominal en pulgadas, FF es el código del fluido y ZXXX es el nombre de la línea.

$$D - FF - ZXXX$$

Ecuación 4.15

Tabla 4.3. Código de fluidos.

Fluido	Código
Gases de betún	GB
Nitrógeno	N
Aire	AI
Mezcla de gases	GA
Agua de BP (ASESA)	AA
Agua + nutrientes	AD
Agua + lodo	AL
Agua tratada	AT

4.4.1 Determinación del diámetro óptimo de las tuberías

Uno de los puntos más importantes a tener en cuenta en el diseño de las tuberías de un proceso es la velocidad de los fluidos que circulan en su interior. La velocidad óptima varía según el tipo de fluido y la fase en la cual se encuentra, siendo la velocidad de circulación de los gases más elevada que la de los líquidos. En la tabla 4.4, se pueden observar los valores de velocidad recomendadas bibliográficamente² para distintos fluidos. En el caso de la circulación de fluidos incompresibles isoterma (líneas de líquidos) esta velocidad vendrá fijada por el caudal Q y el diámetro de las tuberías (ecuaciones 4.16 y 4.17).

$$Q = A \cdot v$$

Ecuación 4.16

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Ecuación 4.17

² *Liquid Process Piping*, U.S. Army Corps of Engineers Manual.

Tabla 4.4. Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,15 – 0,30
	Entrada de bomba	0,30 – 0,90
	Salida de bomba	1,20 – 3,00
	Línea de conducción	1,20 – 2,40
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,06 – 0,15
	Salida de bomba	0,15 – 0,60
Vapor de agua		9,00 – 15,0
Aire o gas		9,00 – 30,0

Donde, Q es el caudal que circula en m/s, A es el área de paso en mm², v es la velocidad a la que circulan los fluidos en m/s i D es el diámetro interior de las tuberías en m. La velocidad optima de circulación de líquidos esta entre 1,2 y 3 m/s. Se recomienda no sobrepasar este valor máximo de 3 m/s en líquidos ya que puede producir deterioro del producto debido a un tratamiento mecánico inadecuado. Con tal de calcular el diámetro óptimo de las tuberías se fijará una velocidad máxima de circulación del fluido de 1,5 m/s² para asegurar una velocidad optima i a la vez maximizar el diámetro de la tubería para reducir al máximo las pérdidas de carga por fricción. Fijando la velocidad se puede calcular por aplicación directa de 4.16 y 4.17. el diámetro mínimo de circulación necesario. Una vez calculado el diámetro mínimo se seleccionará el valor de diámetro normalizado inmediatamente superior. De este modo se minimizan los costes a la vez que se cumplen los requisitos de caudal y de velocidad máxima de circulación. En el anexo A.3.1 (listado de tuberías) se pueden observar los valores obtenidos para cada tubería.

4.4.2 Especificaciones de las tuberías

Mediante la ecuación del flujo volumétrico del apartado anterior se calculan los diámetros óptimos para cada tubería. A partir de estos valores se ha seleccionado el diámetro normalizado con un valor inmediatamente superior al calculado con tal de asegurar el flujo deseado en la tubería.

A partir de los valores de diámetro interno de las tuberías se pueden calcular las dimensiones mínimas de espesor requeridas por la norma española vigente (UNE-EN 13480-3 *Tuberías metálicas industriales - Parte 3*). Para realizar estos cálculos se deben conocer características intrínsecas del material como el esfuerzo máximo admisible por el material (S) y la temperatura máxima de uso. También se han de tener en cuenta las condiciones de operación, a partir de las cuales se obtienen las condiciones de diseño de cada tubería. El diseño y cálculo de las tuberías se realizará generalmente con los valores de las condiciones de diseño, obtenidos con las ecuaciones 4.18 y 4.19. Las condiciones de diseño son un método de sobredimensionar en el diseño. De todos modos, las tuberías en todo caso se diseñan con la combinación presión/temperatura que de por resultado el mayor espesor de pared.

$$T_d = T_t + 20^\circ \quad \text{Ecuación 4.18}$$

$$P_d = P_t + 10\% \text{ (o + 1 bar, el que dé valor } P_d \text{ superior)} \quad \text{Ecuación 4.19}$$

Calculados estos valores y añadiendo el grosor de seguridad adicional requerido según el código de diseño de 3 mm se observa que todas las tuberías entran dentro de los valores de las tuberías disponibles de manera comercial³. Estos resultados son de esperar ya que el proceso trabaja a presiones relativamente bajas y no requieren del tratado especial de los recipientes a presión. Las principales características, datos utilizados, y resultados obtenidos se muestran en el listado de tuberías del proceso (anexo A.3.1).

4.5 Diseño de las bombas

Las bombas y los compresores son equipos utilizados para aumentar la energía de un flujo líquido o vapor, respectivamente, impulsando los fluidos a través de sistemas de tuberías. Hay situaciones en las cuales el propósito es aumentar la energía inicial de un fluido con tal de transportarlo de un punto inicial a un punto final. En otros casos, la única intención es mantener la energía inicial, añadiendo energía para compensar los efectos de pérdidas por fricción.

De manera generalizada, se pueden clasificar las bombas como cinéticas o de desplazamiento positivo. Para la selección del tipo de bomba se tienen que tener en cuenta la naturaleza del líquido a bombear, el caudal necesario, las condiciones del sistema y los costes de instalación y mantenimiento.

Los líquidos a bombear en el sistema son de viscosidad baja, en todos los casos asimilable a la viscosidad del agua. En el caso de la bomba P-104 también habrá presencia de pequeñas partículas en el fluido, debida a la precipitación de fangos y microbios en el decantador D-101. Estas pequeñas partículas podrían ser prensadas por el efecto de las aspas y los otros elementos activos de una bomba de desplazamiento positivo y, por lo tanto, esta tipología ya se descarta en esta línea. En las otras líneas, donde no hay presencia de partículas, también se descartan las bombas de desplazamiento positivo debido a su elevado coste de instalación y mantenimiento y a la complejidad de su operación (específicamente su puesta en marcha). Las bajas viscosidades de los líquidos, el caudal requerido y las condiciones del sistema permiten el uso de bombas cinéticas.

Las bombas cinéticas aportan energía a un fluido mediante la rotación de un impulsor, aumentando la velocidad del fluido, tal y como indica su nombre. La tipología de bomba cinética más común es la bomba centrífuga de flujo radial y éstas serán las bombas empleadas en la recirculación de lodos y de agua tratada (P-102 y P-103).

Las bombas de alimentación de nutrientes al reactor (P-101) y de alimentación de enmascarador y antiespumante (P-104) requieren de otras necesidades que no pueden aportar las bombas centrífugas. Estas bombas tendrán que trabajar con caudales pequeños y tendrán necesidades de presión elevadas. Por este motivo la tipología de bombas que mejor se adaptará serán las peristálticas.

4.5.1 *Caracterización del flujo*

Para determinar las pérdidas de carga sufridas en una tubería es necesario caracterizar la naturaleza laminar o turbulenta del flujo. Estas pérdidas de presión provocan que la presión disminuya a lo largo de la tubería y aumentan la potencia necesaria que deberá transmitir la bomba al fluido.

³ Datos obtenidos a partir del catálogo comercial de tuberías de acero al carbono de la empresa VERMACERO (<https://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>)

Para determinar el desarrollo del flujo se debe calcular el número de Reynolds mediante la ecuación de Reynolds (ecuación 4.20) dónde, N_R es el número de Reynolds adimensional, v es la velocidad del fluido en m/s, η es la viscosidad dinámica del fluido en kg/ms, ρ es la densidad del fluido en kg/m³ y D es el diámetro interior de la tubería en m. La obtención de un valor de Reynolds inferior a 2000 indicará que el flujo es laminar, un valor superior a 4000 indicará que el flujo es turbulento y un valor entre 2000 y 4000 indicará que es imposible predecir que flujo existe y es la llamada zona crítica. Para los flujos estudiados (L-1006 a L-1007, L-1016 a L-1017, L-1002A a L-1002B y L-1014 a L-1015) se determina un flujo turbulento en todos los casos.

$$N_R = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\eta} \quad \text{Ecuación 4.20}$$

En el caso de flujos turbulentos en tuberías el flujo es caótico y varía constantemente. Por este motivo se recomienda el uso de datos experimentales en el cálculo de las pérdidas de carga debidas a la fricción. De este modo, se empleará la ecuación de Darcy (ecuación 4.21) dónde h_L son las pérdidas de carga en m, f es el factor de fricción adimensional, L es la longitud de la tubería en m, D es el diámetro de la tubería en m, v es la velocidad del fluido en m/s y g es la aceleración de la gravedad de 9,81 m/s². El factor de fricción adimensional se obtiene mediante datos experimentales (*Diagrama de Moody*⁴) y depende de la rugosidad del material y el número de Reynolds.

$$h_L = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación 4.21}$$

Mediante el *Diagrama de Moody* se obtienen los siguientes valores (tabla 4.5) para el factor de fricción adimensional y pérdidas de carga por fricción en cada una de las tuberías estudiadas.

Tabla 4.5. Valores obtenidos.

Bomba	Valor de Reynolds	Factor de fricción adimensional de <i>Moody</i>	Pérdida de carga por fricción (hL)
P-101	142 · 10 ³	0,0185	0,019 m
P-102	909 · 10 ²	0,0310	0,586 m
P-103	390 · 10 ²	0,0242	0,920 m
P-104	390 · 10 ²	0,0242	0,751 m

4.5.1 Determinación de las pérdidas por fricción de los accesorios

Además de las pérdidas de carga por fricción con la tubería, también existen pérdidas debidas a los distintos accesorios presentes en las tuberías como válvulas y codos. Estas pérdidas de carga se calculan mediante datos experimentales tabulados para cada tipo de accesorio teniendo en cuenta el material y las dimensiones del mismo. En la tabla 4.6 se muestran los valores tabulados de longitud equivalente (L_e/D) y los valores del coeficiente de resistencia (k) calculados para cada accesorio. El valor del factor de fricción depende del material de la tubería, por lo que será el mismo para todos los accesorios ($f = 0,014$). Con

⁴ Mott, R.L., Untener, J.A, *Applied Fluid Mechanics*, 7th Ed., Pearson Education Limited, Essex, 2016

estos valores se puede calcular el coeficiente de resistencia adimensional mediante la ecuación 4.22, a continuación.

$$K = \frac{Le}{D} \cdot f_T \quad \text{Ecuación 4.22}$$

Tabla 4.6. Datos experimentales de fricción de los accesorios⁵.

Tipología de accesorio	Le/D	Coefficiente de resistencia (k)
Válvula de compuerta abierta	8,00	0,112
Válvula antirretorno (<i>check-valve</i>)	50,0	0,700
Codo 45°	16,0	0,224
Codo 90°	30,0	0,420

Obtenido el coeficiente de resistencia se puede calcular la pérdida de carga provocada por el accesorio mediante la ecuación 4.23 dónde, h_L es la pérdida de carga en m, K es el coeficiente de resistencia adimensional, v es la velocidad del flujo en m/s y g es la aceleración de la gravedad de 9,81 m/s².

$$h_L = k \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación 4.23}$$

Con tal de calcular la pérdida de presión provocada por cada accesorio se puede aplicar la ecuación 4.24 donde γ es el peso específico del fluido en kN/m³ y ΔP es la pérdida de presión entre la entrada y la salida del accesorio en kPa.

$$\Delta P = \gamma \cdot h_L \quad \text{Ecuación 4.24}$$

Finalmente, se puede obtener el valor de pérdida de carga total en la tubería siendo esta la suma de la pérdida de carga por fricción de la tubería y la pérdida de carga de cada accesorio (ecuación 4.25).

$$h_L \text{ total} = h_L \text{ fricción} + \Sigma h_L \text{ accesorios} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

En la tabla 4.7. se muestran los valores de pérdida de carga en m y kPa para cada accesorio presente en las líneas estudiadas juntamente con el valor de pérdida de carga total para cada una de las tuberías.

⁵ Green, D.W., Southard, M.Z., *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 9th Ed., Mc Graw Hill Education, US, 2019

Tabla 4.7. Pérdida de carga por accesorio y por línea.

Línea	Pérdida de carga por cada accesorio (m)				Pérdida de carga total (m)
	Válvula de compuerta	Válvula check	Codo 45°	Codo 90°	
Alimentación de nutrientes a R-101	0,549	3,434	1,098	2,060	47,15
Recirculación de agua tratada	0,513	3,204	1,025	1,922	23,00
Recirculación de agua con lodos	0,554	3,459	1,107	2,076	28,8
Alimentación a aspersores de R-101	0,549	3,459	1,107	2,076	38,7

4.5.1 Balance de energía mecánico

Una vez calculadas las pérdidas de carga en la línea, se puede realizar un balance de energía desde el punto inicial de aspiración y el punto final de descarga del fluido. Mediante el balance desde el punto 1 y punto 2 (figura 4.1.) se puede determinar la energía que se le tendrá que agregar al fluido mediante la acción de una bomba. Este balance de energía (ecuaciones 4.26 y 4.27) se desarrolla con los valores de cada tubería para obtener finalmente la carga total sobre la bomba (h_A) en metros. En la ecuación P_i es la presión en kPa, z_i es la altura geográfica en m, v_i es la velocidad del flujo en m/s, h_A es la energía agregada por la bomba en m y h_L es la energía perdida por fricción.

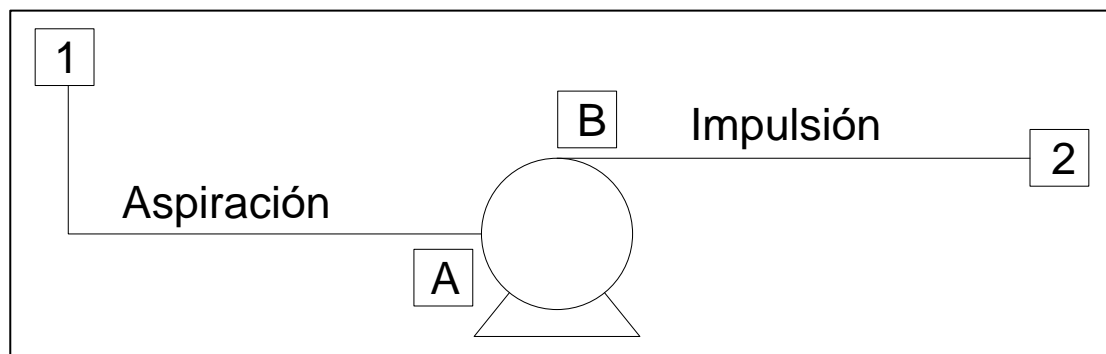


Figura 4.1. Esquema balance mecánico bomba cinética.

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1}{2 \cdot g} + h_A - h_L = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2}{2 \cdot g} \tag{Ecuación 4.26}$$

$$h_A = \frac{(P_2 - P_1)}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \frac{(v_2 - v_1)}{2 \cdot g} + h_L \tag{Ecuación 4.27}$$

Aquí es necesario entrar en detalle para cada una de las bombas a diseñar. Por ejemplo, la bomba P-102 no aumenta la presión del punto final respecto al punto inicial, sino que simplemente contrarresta la pérdida de carga debido a la fricción de las tuberías y la presencia de accesorios.

Con tal de calcular la potencia teórica requerida por la bomba se emplean las ecuaciones 4.28, 4.29 y 4.30 donde h_A es la carga total sobre la bomba en m, P_A es la potencia agregada al fluido en W, γ es el peso específico de fluido en N/m^3 , Q es el caudal volumétrico en m^3/s y W es el flujo en peso.

$$P_A = h_A \cdot \gamma \cdot Q \quad \text{Ecuación 4.28}$$

$$P_A = h_A \cdot W \quad \text{Ecuación 4.29}$$

$$W = \gamma \cdot Q \quad \text{Ecuación 4.30}$$

A partir de los valores de potencia teórica para cada bomba (sin tener en cuenta el rendimiento de la misma) y con los valores de caudal volumétrico de cada línea nos hacemos una idea de las bombas que mejor se adaptarán al proceso. Es importante tener en cuenta que probablemente se tenga que escoger una bomba que trabaje a una potencia superior a la calculada ya que no todas las potencias se encuentran en bombas de manera comercial.

4.5.2 Selección de bombas centrífugas

Una vez caracterizado el flujo de cada tubería y calculada la energía total a ser transferida al mismo, se puede proceder a la selección, mediante catálogo, de las bombas adecuadas para cada línea. En el caso de las dos bombas centrífugas (P-102 y P-103) se utiliza el catálogo de la empresa *Calpeda* de 50 Hz. Se selecciona la serie NM, NMS de 3450 rpm (bombas monobloc con bridas) ya que es la que mejor se adaptan a las condiciones de operación del proceso. Primeramente, se selecciona el modelo adecuado para cada bomba mediante las gráficas del campo de aplicaciones facilitadas por el distribuidor (figura 4.2).

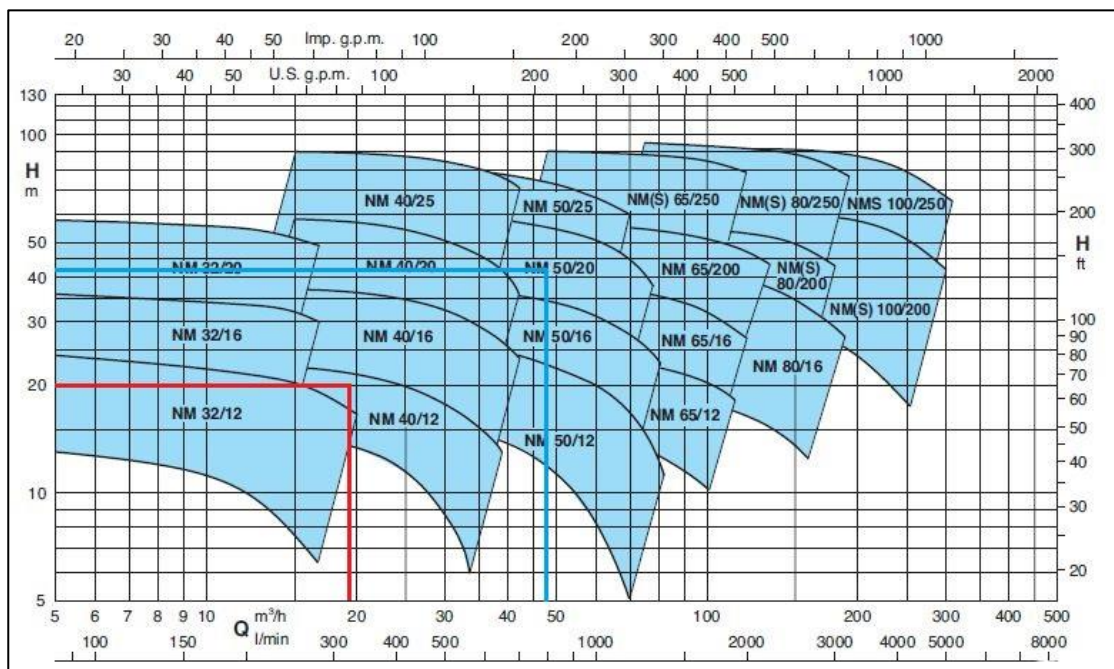


Figura 4.2. Diagrama H/Q para selección de modelo
(fuente: https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf)

En la figura anterior se observa que el modelo adecuado según altura y caudal para la bomba P-102 (azul) es el NM 50/20. En el caso de la bomba P-103 (rojo) el modelo óptimo es

el NM 40/12. A continuación, se localizan las curvas características Q/H para cada modelo y se encuentra el diámetro de rodete idóneo para las condiciones de operación. En la figura 4.3 se muestra la curva característica de la bomba P-102 en la cuál se determina que la bomba precisará de un diámetro de rodete de 188 mm (modelo B).

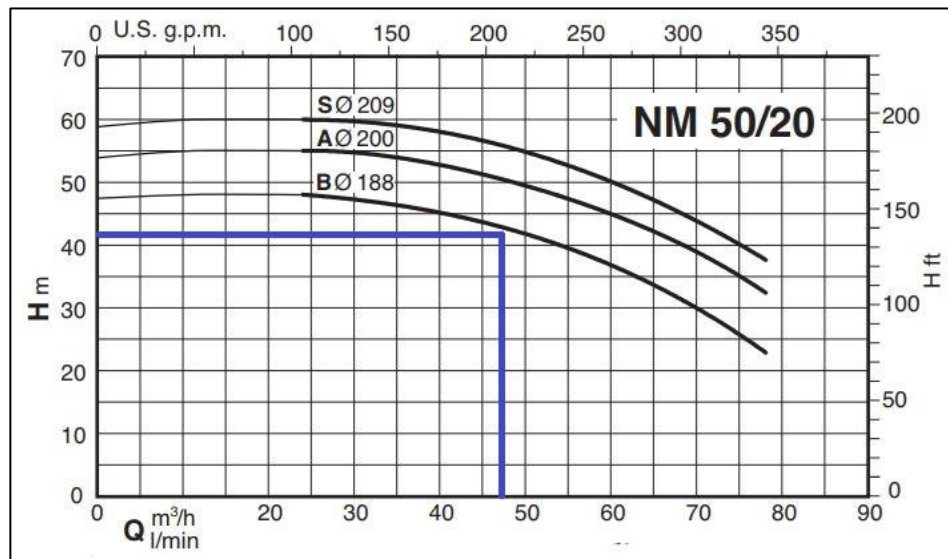


Figura 4.3. Curva característica Q/H bomba P-102.

(fuente: https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf)

Se realizan los mismos pasos para encontrar el diámetro de rodete óptimo para la bomba P-103 (figura 4.4) y se obtiene un valor de 134 mm (modelo A).

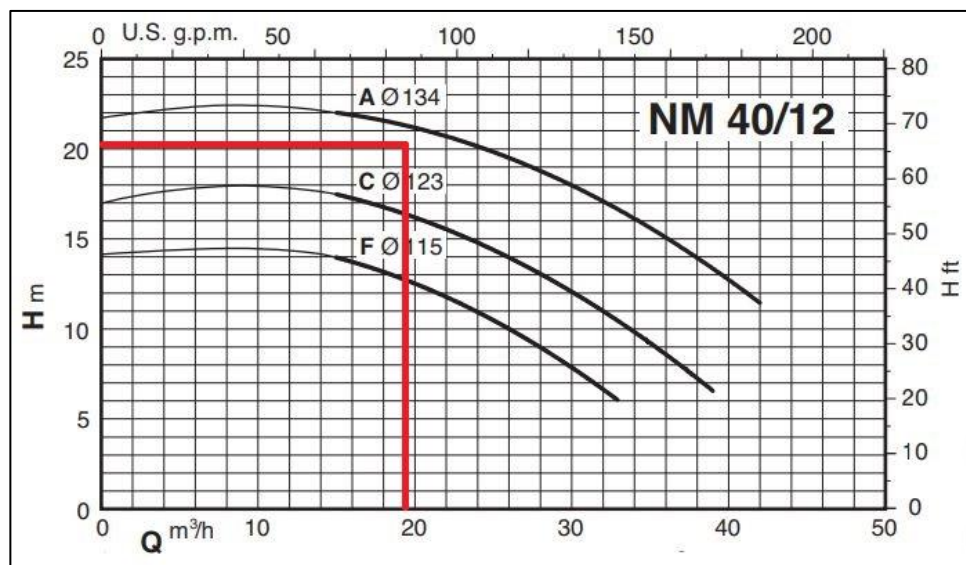


Figura 4.4. Curva característica Q/H bomba P-103.

(fuente: https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf)

Para encontrar los valores de potencia, rendimiento y NPSH se recurre a las curvas características de estos parámetros respecto al caudal a impulsar para cada modelo (figuras 4.5 y 4.6). De este modo, se encuentran unos valores aproximados de los requerimientos energéticos de cada bomba y de su rendimiento real. El valor de NPSH (carga de succión positiva neta) nos indicará las necesidades de presión en la aspiración de la bomba para evitar que pueda haber cavitación de la misma. Este valor nos posibilita comprobar que la ubicación en planta de la bomba sea adecuada.

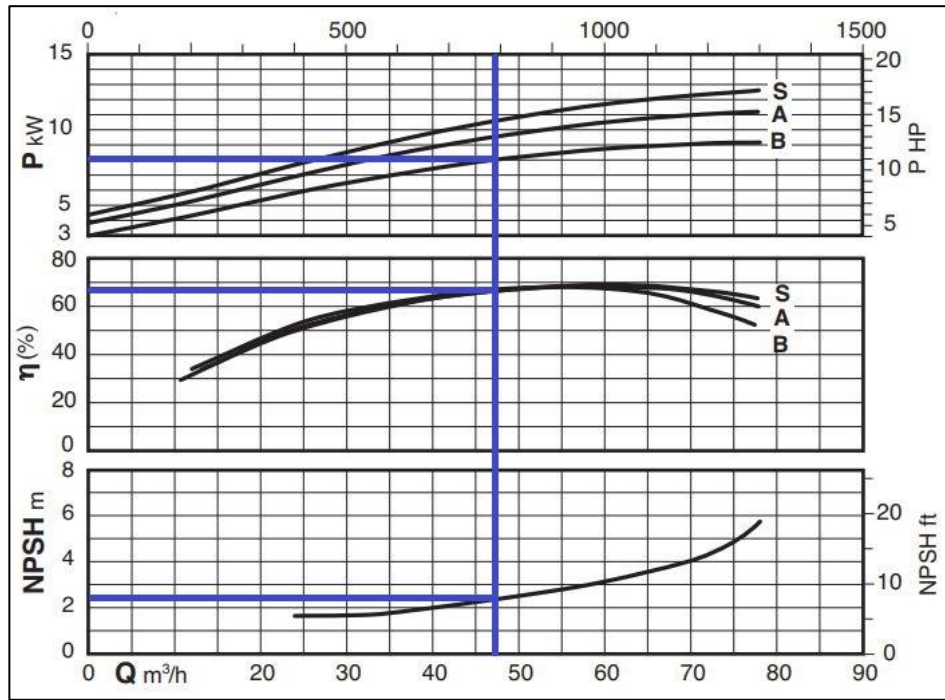


Figura 4.5. Curvas características potencia, rendimiento y NPSH de la bomba P-102.
(fuente: https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf)

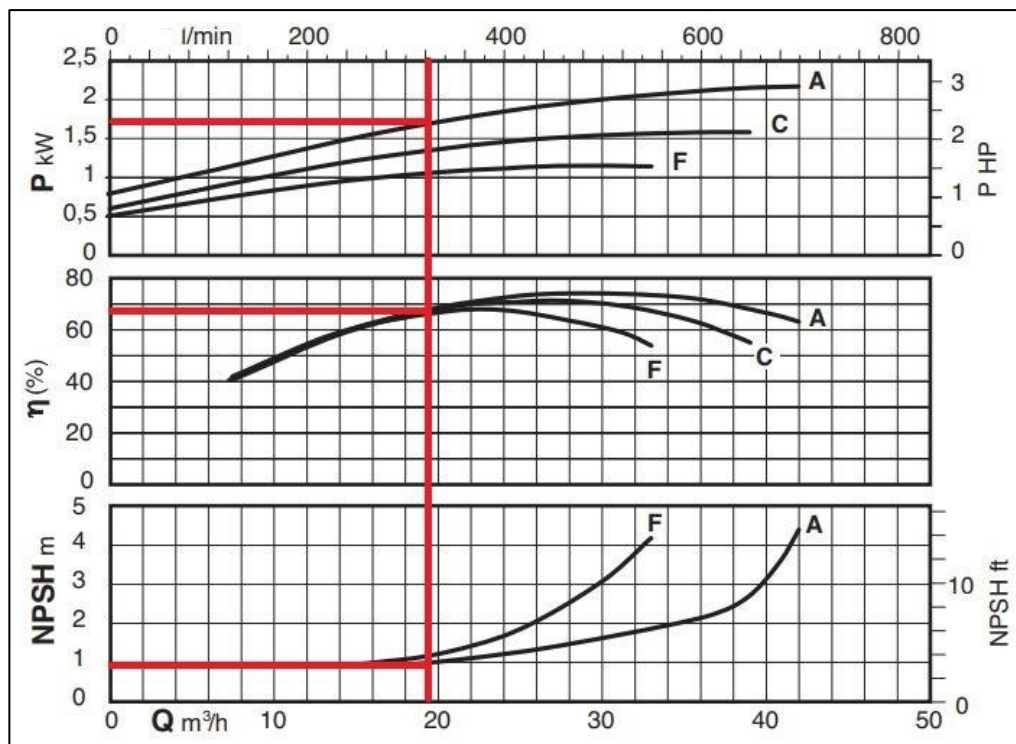


Figura 4.6. Curvas características potencia, rendimiento y NPSH de la bomba P-102.
(fuente: https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf)

A continuación, en la tabla 4.8, se resumen los resultados principales obtenidos para las bombas centrífugas.

Tabla 4.8. Resultados principales bombas centrífugas.

	P-102	P-103
Marca	Calpeda	Calpeda
Serie	NM	NM
Modelo	NM 50/20	NM 40/12
RPM	2900	2900
Diámetro rodete (mm)	188	134
Potencia (kW)	8,0	1,7
Rendimiento (%)	68	68
NPSH (m)	2,4	1,0
Motor	Trifásico	Trifásico

4.5.1 Selección de bombas peristálticas

A diferencia de las bombas centrífugas, el primer factor que hay que tener en cuenta en la selección del modelo es la presión máxima de trabajo a la cual va a poder trabajar la bomba. Se elige el distribuidor *Boyser* debida a su especialización en bombas peristálticas industriales. En el caso de las bombas P-101 y P-104, ambas podrán trabajar con un modelo de presión de trabajo máximo de 8 bar. Por este motivo, se elige la serie FMP que se adapta a las condiciones de caudal de ambas líneas.

En el caso de las bombas peristálticas se elige el modelo de bomba a partir de los datos técnicos proporcionados para cada serie por el fabricante. Elegido la serie óptima se procede a la selección de las conexiones necesarias, DN 40 en el caso de ambas bombas. Con tal de encontrar la velocidad de motor de cada modelo se utilizarán las gráficas de rendimiento caudal/rpm. Estas gráficas se pueden encontrar catalogadas para cada modelo disponible⁶ para las bombas P-101 y P-104. En la siguiente tabla (4.9.), se muestran los resultados principales obtenidos para las bombas peristálticas.

Tabla 4.9. Resultados principales bombas peristálticas.

	P-101	P-104
Marca	Boyser	Boyser
Serie	FMP	FMP
Modelo	FMP-50/B	FMP-50/B
RPM	37,5	37,5
Caudal (m ³ /h)	3,43	3,43
H (m)	28,8	38,7
P máx. (bar)	8,00	8,00
Conexión	DN 40	DN 40
Sistema apriete del tubo	Rodillos	Rodillos
Motor	Trifásico	Trifásico

⁶ https://www.bombasboyser.com/_imgbd/descargas/604952a829922060a.pdf

4.6 Diseño del compresor K-101

El compresor a diseñar es el encargado de comprimir la corriente de alimentación de gases al reactor R-101 hasta la presión de alimentación necesaria con tal de superar la presión causada por la columna de líquido dentro del reactor (1,5 bar).

4.6.1 *Balance energético en el compresor*

A partir de la ecuación general de conservación de energía en sistemas abierto (ecuación 4.31) se realizan las siguientes suposiciones: se trabaja en estado estacionario, se descartan las variaciones de energía cinética y potencial en el compresor y finalmente, se supone que el equipo trabaja de manera adiabática ($\dot{Q} = 0$). Utilizando como criterio de signos la energía aportada al sistema como positiva y la energía desprendida por el sistema como negativa y modificando la primera ecuación con las suposiciones tomadas, se obtiene la ecuación simplificada 4.32.

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_{in.} \left(h_{in.} + \frac{v_{in.}^2}{2} + z_{in.}g \right) - \dot{m}_{out.} \left(h_{out.} + \frac{v_{out.}^2}{2} + z_{out.}g \right) \quad \text{Ecuación 4.31}$$

$$-\dot{W}_C = \dot{m}(h_{in.} - h_{out.}) \quad \text{Ecuación 4.32}$$

4.6.2 *Planteamiento del proceso de compresión*

El proceso de compresión adiabático contempla, junto con el aumento de presión deseado, un aumento de la temperatura del fluido. La magnitud del calentamiento depende, entre otros factores, en la diferencia de presiones entre la entrada y la salida del compresor. A continuación, en la tabla 4.10, se muestran las condiciones iniciales y finales requeridas por el proceso. Se define, por lo tanto, que la temperatura máxima de descarga de los gases al reactor se encuentre dentro de las condiciones mesofílicas (15 – 40°) de la actividad microbiana. Además, para el diseño del compresor se tratarán los gases de la línea como si fuesen un flujo puro de aire atmosférico ya que éste es el gas mayoritario que conforma la mezcla.

Tabla 4.10. Caudal y condiciones de entrada y salida del compresor.

Parámetro	Valor
Caudal volumétrico (m ³ /h)	1560
Caudal másico (m ³ /h)	1879
Presión de entrada (bar)	1,00
Temperatura de entrada (°C)	20,0
Presión de salida (bar)	1,50
Temperatura de salida (°C)	35,0

Teniendo en cuenta el aumento de temperatura, se plantea una compresión del fluido en varias etapas con un enfriamiento intermedio para no llegar a temperatura demasiado altas y para poder fijar la temperatura de descarga de gases al reactor. De este modo, el proceso de compresión diseñado permitirá conseguir la temperatura deseada sin la utilización de un intercambiador de calor.

4.6.3 Cálculo de las condiciones de operación de las etapas de compresión

Se propone una compresión de dos etapas con refrigeración intermedia tal y como se puede observar en la figura 4.7. Teniendo en cuenta los valores fijados en la tabla anterior y con unas condiciones de 25 °C a la salida de la refrigeración. Consultando las tablas⁷ del aire como gas ideal y fijando 1,5 bares de presión a la salida de la segunda etapa de compresión, se obtiene una temperatura final de 35 °C aproximadamente.

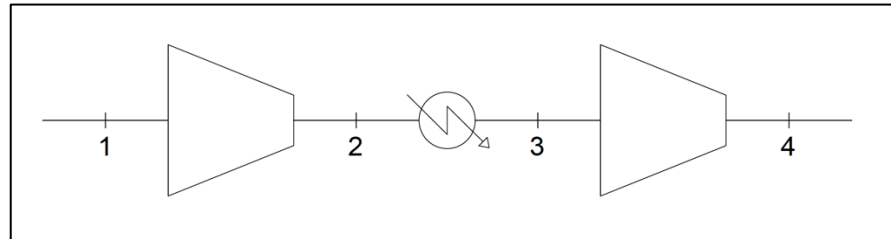


Figura 4.7. Esquema del proceso de compresión de dos etapas.

Se propone dejar como incógnita la presión a la salida de la primera etapa de compresión y fijar la temperatura después de la refrigeración a 25°C. En la tabla 4.11 se muestran las condiciones y las respectivas propiedades del aire, interpoladas a partir de los valores obtenidos en las tablas para cada corriente del proceso de compresión.

Tabla 4.11. Especificaciones iniciales de cada corriente del proceso de compresión.

Parámetro	1	2	3	4
Presión (bar)	1,00	-	-	1,50
Temperatura (°C)	20,0	-	25,0	35,0
Entalpia, h (kJ/kg)	293	-	298	308
Entropía, s° (kJ/kg·K)	1,678298	-	1,69528	1,728448

El primer paso a realizar es el cálculo de la presión intermedia del proceso mediante la aplicación de la ecuación 4.33. Con esta ecuación, referida al rendimiento isoentrópico de la segunda etapa de compresión, para la cual se supone un valor del 85%, se calcula la entalpia final del proceso isoentrópico de la segunda etapa de compresión (h_{4s}). η_c

$$\eta_{c,2} = \frac{h_{4s} - h_3}{h_4 - h_3} \quad \text{Ecuación 4.33}$$

Se obtiene un valor para h_{4s} de 306,7 kJ/kg que corresponde a una entropía final s_{4s}° del proceso isoentrópico 3-4s de 1,723 kJ/kg·K. Mediante la ecuación 4.34, válida para procesos isoentrópicos de gases ideales, se puede obtener la presión intermedia del proceso ($P_2 = P_3$). Se emplea el valor de gases ideales R para el aire de 0,2870 KJ/kg·K y se toma un valor para la masa molar de 28,97 kg/kmol.

$$s_{4s}^\circ = s_3^\circ + R \cdot \ln\left(\frac{P_4}{P_3}\right) \quad \text{Ecuación 4.34}$$

⁷ http://homepages.wmich.edu/~cho/ME432/Appendix1Udated_metric.pdf [pàg. 942]

La presión intermedia corresponde a un valor de 1,36 bar. Esta será la presión en el punto 2 y en el punto 3 ya que el intercambio de calor se supone como un proceso isobárico. Finalmente, se calcula la temperatura a la salida de la primera etapa (1-2) de compresión adiabática. Se calcula el valor de h_{2s} referido a la entalpía del proceso isoentrópico 1-2 mediante la entropía obtenida con la ecuación 4.35.

$$s_{2s}^o = s_1^o + R \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \quad \text{Ecuación 4.35}$$

La entropía s_{2s}^o toma un valor de 1,7767 kJ/kg·K que corresponde con una entalpía h_{2s} con un valor de 320,03 kJ/kg·K. Se aplica la ecuación 4.36, referida al rendimiento isoentrópico de la primera etapa de compresión que también se supone tomará un valor del 85%, con tal de obtener la entalpía en el punto 2.

$$\eta_{C,1} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1} \quad \text{Ecuación 4.36}$$

Le entalpía h_2 toma un valor de 324,76 kJ/kg que corresponde a una temperatura (T_2) de 324,5 K (51,5 °C). En la tabla 4.12 se muestran los resultados obtenidos para las dos etapas de compresión.

Tabla 4.12. Resultados finales de cada corriente del proceso de compresión.

Parámetro	1	2	3	4
Presión (bar)	1,00	1,36	1,36	1,50
Temperatura (°C)	20,0	51,5	25,0	35,0
Entalpía, h (kJ/kg)	293,2	324,8	298,2	308,2
Entropía, s° (kJ/kg·K)	1,678298	1,79406	1,69528	1,728448

4.6.4 Cálculo de las necesidades energéticas de la compresión

La potencia total necesaria en el proceso de compresión multietapa es la suma de la potencia correspondiente a la primera etapa y del trabajo correspondiente a la segunda etapa como se muestra en la ecuación 4.37. La potencia de compresión de compresión para las etapas de compresión 1-2 y 3-4 se calculan mediante las ecuaciones 4.38 y 4.39, respectivamente.

$$-P_{C,TOT} = -P_{C,1} + -P_{C,2} \quad \text{Ecuación 4.37}$$

$$-P_{C,1} = \dot{n}(h_1 - h_2) \quad \text{Ecuación 4.38}$$

$$-P_{C,2} = \dot{n}(h_3 - h_4) \quad \text{Ecuación 4.39}$$

Donde el caudal molar (\dot{n}) se calcula mediante las ecuaciones 4.40 y 4.41 y tomando 28,97 kg/kmol como el valor de la masa molecular y la densidad del aire a 25°C como aproximación.

$$\dot{m} = \dot{n} \cdot PM \quad \text{Ecuación 4.40}$$

$$\dot{m} = \dot{v} \cdot \rho \quad \text{Ecuación 4.41}$$

A partir de las ecuaciones anteriores, se calcula que el valor del caudal molar es de 64,9 kmol/h. Se calcula que el trabajo requerido en la primera etapa de compresión es de 59,4 kW y el trabajo requerido en la segunda etapa de compresión es de 18,9 kW. Además, la etapa intermedia de refrigeración también tendrá necesidades energéticas en forma de calor (\dot{Q}_r), que se calcula mediante la ecuación 4.42. En la tabla 4.12 se muestran los requerimientos energéticos de cada etapa en el proceso de compresión multietapa diseñado, junto con los valores totales.

$$\dot{Q}_r = \dot{n}(h_2 - h_3) \quad \text{Ecuación 4.42}$$

Taula 4.12. Resultados de los requerimientos energéticos del compresor multietapa K-101.

	Requerimiento energético (kW)
Etapa compresión 1-2	59,4
Etapa compresión 3-4	18,9
Total compresiones	78,3
Refrigeración 2-3	50,0
TOTAL	128,3

4.1 Simulación *ASPEN*

Con tal de comprobar los resultados obtenidos para el sistema de compresión del apartado anterior, se realiza una simulación mediante el simulador *Aspen Plus*®.

Durante la simulación se observa la posibilidad de realizar la compresión con una sola etapa de compresión, disminuyendo la necesidad de trabajo requerido. Igualmente, se mantiene la necesidad de enfriamiento del flujo a la salida de la etapa de compresión con tal de alimentar los gases al reactor a una temperatura máxima de 35°C. En la siguiente figura (4.8) se puede observar la simulación realizada en la cual se añade un equipo de refrigeración (el intercambiador de calor E-101) a continuación del compresor K-101.

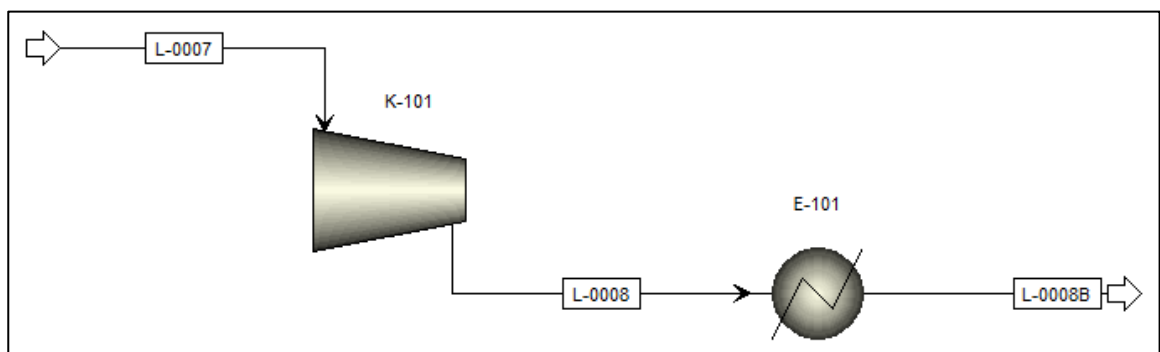


Figura 4.8. Esquema simulación K-101 y E-101.

Se realiza el diseño fijando como variables la presión y la temperatura a la salida del intercambiador de calor con un valor de 1,5 bar y 35 °C, respectivamente. Esto contempla las pérdidas de carga provocadas durante el proceso de enfriamiento. Se supone la alimentación de gases a K-101 con una composición de aire pura (O_2 y N_2) ya que la composición exacta no es conocida y la composición será mayoritariamente de aire, pudiendo asimilar las propiedades del flujo a las del aire. Se realiza la simulación utilizando la metodología de *Peng-Robinson* debido a las características del flujo a comprimir. A continuación, en la tabla 4.13, se muestran los valores de presión y temperatura obtenidos para cada línea.

Tabla 4.13. Valores de presión y temperatura del sistema de compresión.

Parámetro	L-0007	L-0008	L-0008B
Presión (bar)	1,00	1,62	1,50
Temperatura (°C)	20,0	72,9	35,0

El compresor se diseña mediante el programa *Aspen Plus*® y el intercambiador se diseña con más detalle utilizando el simulador especializado *Aspen Exchanger*®. A continuación, se detallan los métodos y parámetros de diseño empleados.

4.1.1 Simulación K-101

Se realiza el diseño utilizando el modelo isoentrópico con el método de propiedades de *Peng-Robinson* y suponiendo las eficiencias isoentrópicas y mecánicas del 85 %. A continuación, en la tabla 4.14, se muestran las propiedades principales calculadas.

Tabla 4.14. Valores de presión y temperatura del sistema de compresión.

Parámetro	Valor
Trabajo neto requerido (kW)	31,3
Eficiencia isoentrópica	0,85
ΔP calculado (bar)	0,62
Temperatura entrada (°C)	20,0
Temperatura salida (°C)	72,9
Temperatura salida isoentrópica (°C)	65,3
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	1581
Caudal volumétrico salida (m ³ /h)	1148
Factor de compresibilidad	0,99
Ratio de presiones	1,62

4.1.1 Simulación E-101

El diseño del intercambiador se realiza preliminarmente mediante el simulador *AspenPlus*® y a continuación, se realiza el diseño a detalle mediante el simulador *AspenExchanger*®. Se utiliza un intercambiador de tipología tubo y carcasa en el cual el flujo de gases a enfriar fluye por la carcasa y el agua de refrigeración fluye por el lado de tubos. El material de construcción utilizado es el acero al carbono, incluidos todos los accesorios instalados. Se fijan las variables de temperatura de entrada y salida del agua de refrigeración a 20°C y 48°C, respectivamente, y se realiza una primera simulación con tal de obtener el caudal de agua de refrigeración necesaria. Se utiliza la base de datos *Aspen Properties* para obtener las propiedades de ambos fluidos. En cuanto a los valores del *fouling*, se utilizan valores comunes encontrados de manera bibliográfica para aire y agua de refrigeración de 0,001 y 0,002 m²·K/W, respectivamente.

El intercambiador consta de una carcasa de un paso con una presión de diseño de 3 bares y temperatura de 110°C. Se utilizan 72 tubos con una distribución a 90° y una longitud de 2500 mm con un paso. Las condiciones de diseño de los tubos son de 8 bares y 85°C. Con tal de evitar vibraciones excesivas se utilizan soportes de tubos en forma de U con 12 bafles. Se calcula una necesidad de intercambio de calor de 14 kW con una superficie de intercambio de 10,4 m². La hoja de especificación del equipo se encuentra en el anexo A.4.4.

5 **ESTUDIO DE SEGURIDAD HazOp**

El estudio HazOp (*Hazard and Operability Analysis*) es una de las técnicas de análisis de los peligros de proceso que tiene como objetivo la adecuada detección de peligros y su posterior valoración cuantitativa, a fin de minimizarlos o controlarlos. La técnica HazOp es la más completa dentro de la familia del análisis de proceso, y por eso se ha decidido llevarla a cabo para este proyecto. Las en las cuales se recoge el estudio HazOp íntegro se encuentran en el anexo A.6.

El estudio HazOp es una técnica de análisis de riesgo estructurada y sistematizada de forma que permite identificar todos los peligros potenciales, la probabilidad de que estos sucedan y que grado de afectación tendrían dentro de las instalaciones en los procesos industriales. El análisis del HazOp se efectúa casis siempre sobre el diagrama de proceso e instrumentación o P&ID. Este estudio siempre es imprescindible para la apertura de una planta o instalaciones nuevas dentro de la misma.

Este estudio se basa en el HazOp tradicional, en detrimento del HazOp de Procedimiento, por ser de aplicación más extendida y por adaptarse más a la tipología del proceso. Es la versión clásica del método de análisis de riesgo y el de mayor aplicación.

Para efectuar le estudio HazOp se tiene que aislar el proceso por nodos de las distintas partes enlazadas del donde se agrupan las líneas y equipos analizando la evolución del proceso y las derivaciones de condiciones de operación. Entonces una vez identificados los nodos se presenta una causa, escenario y consecuencia, para cada posible peligro detectado, donde se tienen que aplicar, si se requieren, unas salvaguardas encaminadas a disminuir la probabilidad de ocurrencia o su peligrosidad. Se entiende como peligros todo aquello que pueda afectar a equipos, medio ambiente o personas.

En el caso de este proyecto, se ha separado el proceso en tres nodos: el primer nodo engloba todas las líneas y equipos de las líneas de agua y de lodo, con todas las líneas auxiliares asociadas al proceso biológico, el segundo nodo se enfoca en el “Proceso 0”, sin tener en cuenta la línea de salida hacia el compresor, puesto que esta línea, junto con el resto de líneas y equipos asociados a la línea de gases del P&ID-BIO-01, configuran el tercer nodo.

Una vez definidos los nodos, se realiza un estudio independiente para cada uno. El procedimiento para realizar el estudio es el siguiente:

1. Seleccionar un parámetro (nivel, presión, temperatura, etc.).
2. Seleccionar una palabra guía (más, menos, no, etc.).
3. Generar una desviación en base a los dos anteriores (palabra guía + parámetro).
4. Identificar causas creíbles para cada desviación.
5. Definir escenarios e indicar las consecuencias creíbles para cada causa.
6. Estimar el riesgo (*Risk Gap*, RG) sin tener en cuenta las salvaguardas.
7. Indicar que salvaguardas se han propuesto en el diseño para cada escenario, o que salvaguardas se proponen para disminuir el riesgo si este es elevado.
8. Reevaluar el riesgo (RG Final) teniendo en cuenta las salvaguardas.

Este procedimiento se repite hasta completar el estudio para todos los parámetros de los tres nodos. Los parámetros que se han seleccionado para este estudio HazOp son nivel, caudal, presión, temperatura, composición, fase, pH, operación, contención y mantenimiento.

Una vez definido cada parámetro, habiendo generado la desviación y identificado las causas y los escenarios producidos, se procede a estimar el RG. El nivel RG se determina de manera cualitativa, a partir de tres gráficos de riesgo calibrados, correspondiéndose cada gráfico con el impacto en las personas, el medioambiente y las instalaciones respectivamente.

Hay varios parámetros comunes en los tres gráficos. Por una parte, las tres columnas de los gráficos se corresponden con las probabilidades de que se de el escenario, y toma los siguientes valores:

- W_1 : No se espera que el suceso ocurra durante la vida de las instalaciones. Equivalente a: $W_1 < 10^{-2} \text{ año}^{-1}$.
- W_2 : Se espera que el suceso ocurra durante la vida de la instalación (promedio geográfico de 30 años \equiv vida útil de la planta). Parámetro por defecto. Equivalente a: $10^{-2} \text{ año}^{-1} < W_2 < 10^{-1} \text{ año}^{-1}$.
- W_3 : Se espera que el suceso ocurra frecuentemente durante la vida de la planta. Equivalente a: $10^{-1} \text{ año}^{-1} < W_3 < 1 \text{ año}^{-1}$.

Por otra parte, los valores de RG también son comunes en los tres gráficos:

- -: N.a.
- a: Posible implementación de una alarma en el PLC de seguridad.
- h: Se requiere rediseñar el proceso.

Por otra parte, los números en los gráficos representan la necesidad de las capas de protección, las cuales sólo se aplican para aquellos escenarios a los cuales durante el transcurso del Estudio HAZOP se les asigne un valor de Risk Gap (RG) mayor o igual a 3, o en el caso en el que aun teniendo un valor de Risk Gap (RG) igual a 2, disponga únicamente de una única capa de protección independiente (sea instrumentada o no).

5.1 Impacto en las personas

El gráfico de impacto en las personas y el RG resultante se muestra en la siguiente figura (5.1).

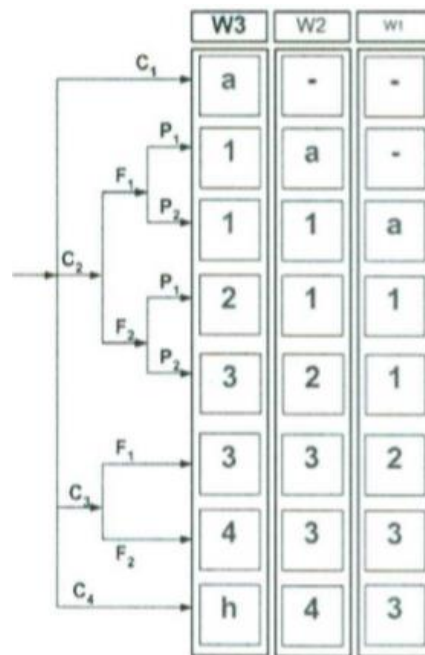


Figura 5.1. Gráfico de Riesgo para la seguridad de personas

Los parámetros que conducen a determinar el RG en el caso del impacto en seres humanos son el parámetro de consecuencias (C), el parámetro de ocupación (F) y la probabilidad de evitar el peligro (P).

El Parámetro de Consecuencias puede adoptar los siguientes valores:

- C₁: Evento con potencial suficiente (por magnitud y extensión) para causar una lesión menor a una persona, sin poder resultar en una muerte.
- C₂: Evento con potencial suficiente (por magnitud y extensión) para causar lesiones mayores permanentes a una o a varias personas, o una muerte.
- C₃: Evento con potencial suficiente (por magnitud y extensión) para causar la muerte de varias personas (de 2 a 9 – la media geométrica es 3).
- C₄: Evento con potencial suficiente (por magnitud y extensión) para causar la muerte de muchas personas (10 o más).

El Parámetro de Ocupación puede adoptar los siguientes valores:

- F₁: Exposición en la zona peligrosa de rara a ocasional (parámetro por defecto).
- F₂: Exposición de frecuente a permanente en la zona peligrosa.

La Probabilidad de evitar el peligro puede adoptar los siguientes valores:

- P₁: Posible en ciertas situaciones (necesita justificación).
- P₂: Prácticamente imposible de evitar el peligro (parámetro por defecto).

5.2 Impacto en el medioambiente

El gráfico de impacto en el medioambiente y el RG resultante se muestra en la siguiente figura (5.2).

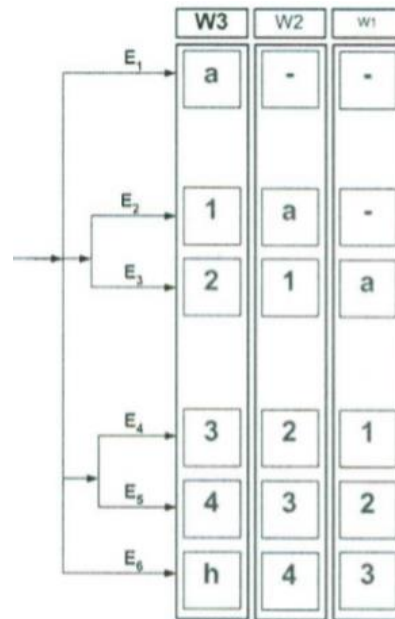


Figura 5.2. Gráfico de Riesgo para la protección medioambiental

El único parámetro que conduce a determinar el RG en el caso del impacto en el medioambiente es el parámetro de consecuencias medioambientales (E), y los valores que puede tomar son los siguientes:

- E₁: Incidente medioambiental según el PR-189 que constituye una no conformidad según el PR-092 y que no tiene consecuencias medioambientales.
- E₂: Accidente medioambiental según el PR-189 con consecuencias mínimas conocidas dentro del establecimiento que precisan de acciones remediadoras
- E₃: Accidente medioambiental según el PR-189 con consecuencias mínimas conocidas fuera del establecimiento que causa indignación en la comunidad local o en las autoridades competentes (riesgo de tener problemas en futuros permisos).
- E₄: Accidente medioambiental según el PR-189 con efectos negativos conocidos fuera del establecimiento pero que se consideran reversibles en 2 años.
- E₅: Accidente medioambiental según el PR-189 con efectos negativos fuera del establecimiento a largo plazo. Este evento induce un cambio en el entorno, y resulta en cuestiones o acciones a nivel regional o nacional.
- E₆: Accidente medioambiental según el PR-189 con efectos catastróficos fuera del establecimiento.

5.3 Impacto en las instalaciones

El gráfico de impacto en las instalaciones y el RG resultante se muestra en la siguiente figura (5.3).

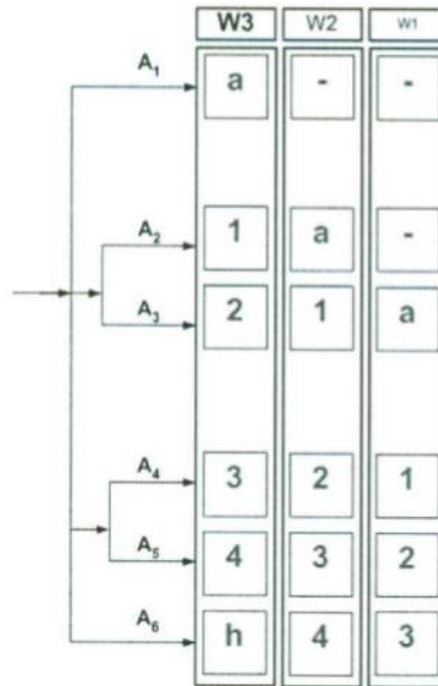


Figura 5.3. Gráfico de Riesgo financiero

El único parámetro que conduce a determinar el RG en el caso del impacto en las instalaciones, o impacto financiero, es el Parámetro de Consecuencias Financieras, que puede adoptar los siguientes valores:

- A₁: Interrupción menor del proceso y/o daños en equipos: $10^5 \text{ €} > \text{pérdidas totales}$.
- A₂: Interrupción del proceso y/o daños en equipos: $10^5 \text{ €} \leq \text{pérdidas totales} < 10^6 \text{ €}$.
- A₃: Interrupción moderada del proceso o daños en equipos: $10^6 \text{ €} \leq \text{pérdidas totales} < 10^7 \text{ €}$.
- A₄: Interrupción grave del proceso o daños en equipos: $10^7 \text{ €} \leq \text{pérdidas totales} < 10^8 \text{ €}$.
- A₅: Daños severos en equipos esenciales: $10^8 \text{ €} \leq \text{pérdidas totales} < 10^9 \text{ €}$.
- A₆: Pérdidas Catastróficas $> 10^9 \text{ Euros}$

5.4 **Resumen HazOp**

En la siguiente tabla (5.1) se pueden ver los escenarios más críticos del estudio HazOp realizado en los cuales se instalan salvaguardas imprescindibles para asegurar la seguridad del proceso. El estudio HazOp completo puede verse en el anexo A.6.

Tabla 5.1. Escenarios más críticos del estudio HazOp.

PG	DESVIACIÓN	CAUSA	ESCENARIO	SALVAGUARDIA
No	No caudal de gases de alimentación	72. Error humano cerrando válvula manual VM-100-02.	72.1. No alimentación de producto al proceso. Ineficiencia total del proceso. Sobrepresión en impulsión de K-101. Posibilidad de incendio, posibilidad de explosión. Posibilidad de rotura de K-101.	72.1.2. Válvula manual sin manecilla, no precisa ser operada.
No	No caudal salida gas	78. Obstrucción filtros separador S-101.	78.1. Aumento de la presión en S-101. Posible rotura de equipo, posible incendio, posible explosión.	78.1.2. Sensores de presión diferencial que activan aspersion de diésel.
		79. Error humano cerrando válvula manual VM-100-05.	79.1. Aumento de la presión en S-101. Posible rotura de equipo, posible incendio, posible explosión.	79.1.2. PSV.

6 MANTENIMIENTO Y OPERACIÓN

6.1 Reactor biológico R-101

En el siguiente manual se especifica que acciones emprender en el biorreactor para el correcto funcionamiento de este, así como acciones de limpieza o actuaciones correctivas.

La función de los operarios en este equipo se especifica tanto en este manual como en las figuras que se muestran continuación las cuales estarán colgadas físicamente en un lugar visual para confirmar que se ha chequeado correctamente.

Una vez cada 4 horas el operario debe subir a la zona superior del biorreactor mediante la escalera, de forma segura y utilizando los agarres de seguridad de forma correcta, que el funcionamiento del biorreactor es correcto.

En el caso de que este burbujeo no se aprecie y, por tanto, el biorreactor no podría estar bien agitado, el operario anotara una X en la ficha, comunicaría al jefe de turno y este tomaría las acciones correspondientes.

Una vez el burbujeo es correcto también debe comprobar que este funciona correctamente y que no se aprecian olores molestos del carácter de hidrocarburos o sulfitos en gran medida, puntuando entre 3 y 1 siendo 1 un olor casi imperceptible y 3 un olor fuerte. En el caso de que se anote un 1, se entiende que el biorreactor funciona correctamente y por lo tanto no es necesario emprender ninguna acción.

Si se anota un 2, simplemente se anota con la hora del chequeo y se comunica al jefe de turno. Quedando bajo su decisión las acciones a emprender. En el caso de que el operario sienta un olor fuerte y molesto, anotaría un tres, se comunicara al jefe de turno y este tendría que autorizar el encendido del sistema anti-olores a través de la bomba peristáltica P-104 que se activa desde el panel de control, una vez se haya confirmado que el operario ha abandonado la zona del biorreactor.

El operario, debe comprobar que no haya alteraciones de nivel, la floculación, espumantes o fangos que se puedan apreciar o cualquier anomalía. En caso de que se detecte alguna anomalía que afecte al funcionamiento del biorreactor este comunicaría directamente al jefe de turno.

6.2 Decantador D-101

Desde la zona habilitada para acceder la parte superior del biorreactor se puede apreciar el decantador de forma clara. El operario debe comprobar de forma visual que el nivel de agua es el adecuado, así como que la acumulación de fangos no sobresale por encima del nivel del agua, hay obstrucción y hay un correcto movimiento del flujo del decantador.

En caso de que el funcionamiento del decantador sea correcto, se anotara en la ficha siguiente (tabla 6.1).

Tabla 6.1. Check list comprobación estado biorreactor y decantador.

Reactor biológico/decantador		
COMPROBACIÓN	HORA	CHEQUEO (OK: estado correcto) (X: estado incorrecto) (1: sin olores) (2: olores no molestos) (3: olores fuertes y molestos)
<p>Correcto burbujeo y agitación: se ve claramente que las burbujas llegan a la superficie y que el tanque se vea agitado.</p> <p>Olores: se entiende como olores aquellos que provocan molestia, mal estado o que se pueden apreciar y se parece a huevos podridos o hidrocarburos.</p> <p>Estado general: nivel, estado paredes, floculación, fangos apreciables, cualquier apreciación de desgaste o mal funcionamiento.</p> <p>Decantador: nivel del líquido, correcto funcionamiento, fangos apreciables, cualquier apreciación de desgaste o mal funcionamiento.</p>		

7 INFORME AMBIENTAL

7.1 Conceptos de los olores

En el siguiente informe se definen los actuales conceptos relativos al olor desde un punto de vista cualitativo y cuantitativo. También se definen los métodos de detección de olores actuales y la legislación que controla sus límites.

Tabla 7.1. Definición de los principales conceptos del olor.

Olor primario	Se detecta un solo olor de forma clara y distintiva
Olor compuesto	Es una mezcla de olores primarios y no siempre es fácil distinguir las moléculas que lo causan. Es el caso se da en las EDAR. Es la concentración de olor mínima perceptible por el olfato humano. Distinguiéndose entre umbral de percepción y umbral de identificación.
Umbral del olor	El umbral de percepción de un compuesto es la concentración mínima de compuesto detectable por el olfato humano, aunque no sea posible su identificación. El umbral de identificación de un compuesto es la concentración mínima de compuesto con la que es posible su identificación de forma subjetiva.
Umbral de exposición	Determinados agentes odoríferos no sólo son causa de molestias olfativas, sino que además resultan perjudiciales para la salud. La gravedad de tales perjuicios está ligada a la concentración y al tiempo de exposición.
Valor límite de exposición (VLE y VME)	Es el valor que no se debe sobrepasar a corto término (15 minutos) o a medio (8 horas).

El carácter agradable o desagradable de un olor es, una sensación subjetiva, que mediante la utilización de un rango amplio de población permite definir qué olor agrada o desagrada a una muestra de esa población. Es necesario añadir un matiz importante: incluso la presencia de olores aromáticos de carácter agradable, como los perfumes, puede tornarse insoportable si la sensación que producen las moléculas odoríferas de los mismos es demasiado intensa en términos de concentración o de tiempo de exposición.

La mayoría de las sustancias químicas huelen, pero no siempre son identificadas por toda la población ya que los umbrales de olor son muy variables y distintos entre sí, influyendo agentes externos como las condiciones climatológicas, y esencialmente el viento que transporta las partículas emitidas con sustancias químicas adsorbidas lejos de la fuente de emisión.

El mal olor principalmente, lo constituye el H₂S tanto por su característico olor fétido a huevos podridos como por su bajo nivel de percepción de 1·10⁻⁴ mg/m³ (concentración a la que se percibe su presencia sin que se llegue a identificar) y nivel de identificación (concentración a la que, claramente, se puede decir que se percibe precisamente el sulfuro de hidrógeno) que es de 1·10 mg/m³.

7.2 Metodología científico-técnica

Según el borrador final del documento de referencia para la monitorización de las emisiones de la Unión Europea (<http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/mon.html>), los métodos reconocidos como válidos para la determinación de las emisiones de olor son:

Tabla 7.2. Métodos de detección de olores según legislaciones actuales.

Olfatometría dinámica (UNE EN 13725:2003)	Se realiza una modelización de los datos mediante modelos matemáticos de dispersión. En Cataluña se utilizan modelos matemáticos como el TAPM. Según LA Universidad Politécnica de Cataluña los modelos matemáticos tipo AERMOD acreditados en la UE, son imprecisos.
Olfatometría de campo (VID normativa alemana)	Actualmente este método se rige por normas alemanas donde ya está normalizado el método. La falta de regulación de este método, las interpretaciones subjetivas y las limitaciones de las olfatometrías de campo a partir de las olfatometrías de laboratorio están propiciando que se estén introduciendo nuevas metodologías de medición, mediante el uso de equipos de medición de campo directas.

Será necesario equiparar las mediciones obtenidas con estos aparatos, a las unidades estandarizadas europeas (uoE) mediante factores de conversión y cálculos adecuados para poder evaluar el cumplimiento o no de los límites impuestos en las autorizaciones ambientales.

7.3 Evaluación de los olores por olfatometría de campo

Consiste en efectuar la medición de la exposición en campo, según la norma alemana VDI. Requiere observaciones en una cuadrícula de puntos receptores, durante 12 o al menos 6 meses, con una recogida de 26 mediciones por punto. Es actualmente la base de la regulación de olor aplicada con los siguientes criterios:

Tabla 7.3. Listones cuantitativos del % de recepción de olor según el tipo de zona

Receptores de zonas residenciales	Receptores en zonas de uso industrial
<10%	<15%

7.4 Legislación

En España hay ordenanzas municipales y comunitarias que abordan la problemática de los olores de una forma genérica. Por lo tanto, la actuación en el caso de que existan episodios de contaminación odorífera es compleja, y requiere de la implicación de las administraciones públicas y la de los ciudadanos como es el caso del CTQC en Cataluña. Según la Norma UNE-EN-13725, el olor “es una propiedad organoléptica perceptible por el órgano olfativo cuando respira determinadas sustancias volátiles”. La Norma VDI 3882 evalúa el tono hedónico de un olor en una escala que va desde muy desagradable (más de 4) pasando por neutro y hasta desagradable (menos de 4, olor a carne podrida).

7.5 La contaminación odorífera en la Generalidad de Cataluña

En la Ley 3/1998 de intervención integral de la Administración Ambiental de la Generalidad de Cataluña, la regulación de los olores se debe llevar a cabo respetando esa libertad administrativa aplicable a la intervención en el caso de las actividades incluidas en su ámbito de aplicación. Define la contaminación atmosférica como concentración de olor en el aire ambiente superior a 10 uoE que conlleva molestias para las personas o superior a los valores del objetivo de inmisión de olor establecidos.

El objetivo de esta Ley es:

- 1) protección de las personas contra esta clase de contaminación, previendo y reduciendo el origen de las emisiones.
- 2) garantizar la protección de derecho a la intimidad, evitando la intrusión del olor en el ámbito domiciliario de las personas.

7.6 Determinación de las unidades de olor

La carga odorífera en un ambiente puede determinarse a través del umbral de olor de los COV determinados cuantitativamente. El cociente entre la concentración de un compuesto concreto y su umbral de olor determinará las unidades de olor (UO), es decir, el número de veces que ese compuesto supera su umbral de olor. El cálculo de las UO se obtiene según la ecuación X.X.

$$UO = \frac{\text{Concentración compuesto X}}{\text{Umbral de olor compuesto X}} \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Es necesario distinguir entre Umbral de detección y Umbral de identificación que hemos explicado en el apartado 1.1. En la práctica, hay que tener presente la variabilidad que existe en la percepción de los olores por la población en general para las diferentes sustancias químicas, ya que hay personas que detectan el olor por debajo y otras que no lo perciben hasta concentraciones muy por encima de los umbrales de olor establecidos.

Ciertos factores pueden generar variabilidad en la percepción olfativa: diferente sensibilidad del aparato olfativo, estado de distracción o atención del sujeto, habituación a los olores, enfermedades que interfieren con la olfacción, variaciones en la temperatura y humedad del aire, existencia de corrientes de aire, edad, sexo. Además, el umbral olfativo de un compuesto también viene determinado, en parte, por: forma del compuesto, polaridad, carga parcial, peso molecular. En la Tabla 7.4 se presentan como ejemplo los umbrales y las características olorosas para una serie de compuestos químicos.

Tabla 7.4. Umbral de olores y descripción de estos de algunas sustancias químicas.

Compuesto químico	Umbral del olor (ug·m ⁻³)	Descripción del olor
Acido acético	43	Vinagre, ágrico
Acido butanoico	0.35-86	Rancio
Acido pentanoico	8-12000	Dulce
Formaldehido	490	Picante, Penetrante
Acetaldehido	0,01-4	Fruta, manzana
Butiraldehido	15	Rancio
Pentanal	2,5-34	Fruta, manzana
Butanona	870	Manzana verde, etéreo
Etil butirato	0,017	Fruta, piña

7.7 Uso de las unidades de olor en ambientes industriales

Se trata de un proceso en el que pueden distinguirse tres fases:

- Primera fase: determinación de las concentraciones de COV (compuestos orgánicos volátiles) específicos. La identificación de compuestos debe llevarse a cabo a partir de la coincidencia del tiempo de retención obtenido para ese COV con su propio patrón. Su identificación debe corroborarse mediante la coincidencia de espectros entre el compuesto observado en el cromatograma obtenido y las bibliotecas espectrales comerciales.

Una vez obtenidas las concentraciones de los COV seleccionados, se pueden determinar los porcentajes de cada compuesto o familia respecto a la concentración total de COV en cada etapa y/o proceso productivo que se lleve a cabo. Este dato pone de manifiesto la abundancia en la generación/emisión de cada compuesto o familia en el proceso industrial.

- Segunda fase: determinación de las UO. Como se ha indicado anteriormente, a partir de las concentraciones de COV pueden obtenerse las UO para cada compuesto si se dispone de su umbral de olor. Con estos datos, se puede determinar la contribución de cada COV o familia de COV al total de las UO según las etapas y/o procesos productivos. Estos datos muestran los compuestos que contribuyen en mayor medida a la molestia por el olor, constituyendo la información básica para el diseño del sistema de reducción de olores mediante cambios en las variables del proceso, o para la toma de decisiones respecto a la instalación de un equipo específico de desodorización.

- Tercera fase: soluciones para disminuir la cantidad de UO en ambientes interiores industriales. Aplicación de mejoras en los procesos productivos. Una vez determinados los compuestos que más contribuyen a las UO, es necesario aplicar medidas correctoras en los diferentes procesos productivos para reducir su generación y emisión al aire

8 ESTUDIO ECONÓMICO

Este proyecto no requiere de un estudio de viabilidad económica como tal ya que su diseño e implementación no prevén de ningún beneficio económico y se realiza exclusivamente como una mejora medioambiental. Además, actualmente las emisiones de olores de los patios de tanques de betún asfáltico se sitúan dentro de los límites legales de las normativas vigentes. Aun así, se prevén restricciones en la legislación en los próximos años y este proyecto incluso se podría llegar a considerar como un adelanto de la empresa ASES A a estas normativas.

Se realiza una estimación de los costes de equipos, tuberías, construcción y operación del nuevo proceso a implementar, a modo de presupuesto. Esta estimación se realiza de manera bibliográfica con el uso de varios métodos estadísticos (incluyendo la metodología *CapCost*) de estimación de costes y utilizando el índice CEPCI para obtener valores actuales que contemplan el cambio temporal del valor debido a la inflación.

Hay que tener en cuenta que la nomenclatura en la evaluación de costes de un proyecto tiene muchas variaciones y no existe una única nomenclatura correcta. La estimación total de costes de capital incluye la compra de terreno, el diseño y compra de equipos, estructuras, edificios, instalación y puesta en marcha del proceso. Además, se pueden incluir en la estimación de costes una infinidad de variables más como patentes, préstamos, productos químicos, etc.

En el caso de estudio no todas las variables expuestas anteriormente se tendrán en cuenta. La disponibilidad de terreno dentro de las instalaciones de ASES A no supone ningún coste adicional para el proyecto ya que fue adquirido con anterioridad a la implementación del proyecto de eliminación de olores. Por lo tanto, el valor de la nueva instalación formará parte del capital de inversión de la instalación de ASES A. El análisis de costes de equipos se realiza mediante varias metodologías distintas según la fuente de obtención de los datos iniciales.

La clasificación de estimaciones se realiza mediante la técnica de *battery limits* en la cual se marca un límite imaginario y se considera que todos los materiales, *utilities* y servicios se encuentran disponibles en la calidad y cantidad requeridas. Solo se estiman los costes dentro del límite.

La calidad de la estimación dependerá en gran parte del entendimiento y los conocimientos empíricos de quien realiza el estudio, por lo que la exactitud del estudio mejorará a medida que el estimador gane experiencia. En el caso de estudio, la experiencia no se considera elevada y, por lo tanto, no se prevé la realización de una estimación de gran precisión. La estimación se realiza mediante dos metodologías: la primera es la metodología de orden de magnitud (*ratio estimate*) en la cual se utilizan *rules of thumb* basados en datos de costes de plantas similares y tiene una probabilidad de exactitud entre -30% y +50%. La segunda metodología utilizada es la estimación según proceso (*factored estimate*) en la cuál es necesario un conocimiento preliminar de los balances de materia y energía además de las especificaciones de los equipos principales. Tiene una probabilidad de exactitud entre -25% y +35% y se utiliza de manera preferente siempre que sea posible.

La parte principal de una estimación de costes es el *cost data* bibliográfico de los equipos. A partir de esta información, y mediante la aplicación de factores y metodologías empíricas, se pueden calcular los costes reales aproximados de cada equipo. El *cost data* se obtiene para equipos de acero al carbono. La ecuación 8.1, llamada la *six-tenths rule* permite estimar el coste de un equipo con una capacidad distinta a la de la información de coste base disponible. El nombre de la ecuación viene dado ya que el exponente n para todos los equipos suele ser 0,6.

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n \quad \text{Ecuación 8.1}$$

Donde, C_1 es el coste del equipo con la capacidad del *cost data* (S_1), C_2 es el coste del equipo con la capacidad deseada (S_2) y n es el exponente que varía entre 0,4 y 1,2 según la tipología de equipo.

El uso de los índices de coste CEPCI se realiza según la ecuación 8.2, a continuación, donde θ_2 indica el coste e índice en el año de implementación del proyecto y θ_1 indica el coste e índice en el año en el cual se ha obtenido el *cost data*.

$$\text{Coste } \theta_2 = \text{Coste } \theta_1 \cdot \left(\frac{\text{Índice } \theta_2}{\text{Índice } \theta_1}\right) \quad \text{Ecuación 8.2}$$

Finalmente, la metodología *CapCost* se aplica con tal de obtener los *bare module costs* a partir de los coeficientes bibliográficos y la capacidad de cada equipo según la ecuación 8.3.

$$\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad \text{Ecuación 8.3}$$

En la siguiente tabla se muestran los resultados de costes de equipo obtenidos para los equipos principales de la instalación. El coste total de los equipos de la instalación es de 176 mil euros.

Tabla 8.1. Coste equipos.

Equipo	Tipología	Año obtención <i>cost data</i>	Metodología	Coste equipo (EUR)
P-102	Bomba centrífuga	2002	Data de <i>cost/capacity plot</i> + Índice CEPCI	5.833
P-103	Bomba centrífuga	2002	Data de <i>cost/capacity plot</i> + Índice CEPCI	5.185
P-101	Bomba persitáltica	2002	<i>Six-tenths</i> + Índice CEPCI	2.107
P-104	Bomba persitáltica	2002	<i>Six-tenths</i> + Índice CEPCI	2.107
K-101	Compresor centrífugo	2014	Data de <i>cost/capacity plot</i> + Índice CEPCI	77.395
E-101	Intercambiador	2002	Data de <i>cost/capacity plot</i> + Índice CEPCI	12.961
T-202	Tanque	2001	<i>Six-tenths</i> + Índice CEPCI	1.250
T-203	Tanque	2001	<i>Six-tenths</i> + Índice CEPCI	1.250
T-204	Tanque	2001	<i>Six-tenths</i> + Índice CEPCI	1.250
R-101	Reactor	2001	<i>CapCost</i>	56.329
D-101	Decantador	2001	<i>CapCost</i>	33.545

La obtención de los costes de tuberías se muestra en la tabla 8.2, a continuación. Todos los costes de tuberías se han obtenido mediante *cost data* aplicando la *six-tenths rule* y el índice CEPCI. Los factores que se tienen en cuenta son la longitud del tramo de tubería y su diámetro nominal. Se descarta el efecto de los codos con tal de simplificar la estimación. El coste total de tuberías del proceso es de 22.551 euros.

Tabla 8.2. Coste tuberías.

Tubería	Longitud (m)	Diámetro nominal (mm)	Presión nominal (kPa)	Coste actual (EUR)
L-0008	445	250	400	20.023
L-1002A/2B	26	40	400	312,8
L-1003	12	65	400	193,0
L-1004/6/7/8	28,8	125	400	667,0
L-1005	3,3	125	400	78,6
L-1012/13/14/15	21,2	125	400	505,4
L-1016/17/19	29,8	80	400	543,8
L-1018	34	15	400	227,2

Con tal de calcular el coste total de la inversión se divide el mismo en un 35% para coste de compra de equipos y tuberías y el 65% restante se divide en instrumentación (20%), ingeniería (15%), obra civil (10%), instalación (10%) e imprevistos (10%).

A partir de la anterior estimación se calcula un coste total de inversión de 739 mil euros.

9 CONCLUSIONES

El problema planteado al inicio de este proyecto consistía en encontrar un sistema en la bibliografía que permitiera realizar un tratamiento de olores de una corriente de gas de betún asfáltico, y una vez seleccionado ese método, desarrollarlo en el ámbito de la ingeniería química.

Se ha llegado a la conclusión de que el sistema elegido, el tratamiento biológico de digestión aeróbica, cumple con el objetivo de tratar el olor emitido por el vapor betún, y cumpliendo los objetivos de diseño de ingeniería básica, se han planteado los estudios llevados a cabo del funcionamiento teórico del proceso, así como una propuesta de *layout* óptima para el funcionamiento del proceso, así como una selección de los materiales más adecuados para el proceso, teniendo en cuenta factores como la corrosión y la resistencia de materiales.

Además, en lo que a la ingeniería conceptual se refiere, se ha diseñado un esquema de control que permite que el sistema funcione de manera automática en el transcurso de su operación habitual, y se han diseñado todos los equipos dinámicos (bombas y compresores) que hay en el proceso, así como el principal equipo estático, el biorreactor, y las tuberías. Además, se han seleccionado por catálogo todos los instrumentos y las válvulas que se han considerado imprescindibles en el diseño del esquema de control. Adicionalmente, para mejorar el diseño del compresor, se complementó el diseño preliminar del compresor con una simulación en el programa *ASPEN Plus*. El intercambiador de calor también ha sido diseñado en base a los parámetros obtenidos con una simulación en el programa *ASPEN Exchanger*.

Por último, se ha realizado un informe medioambiental donde se habla de la medición de olores y de la legislación actual, consiguiendo así ilustrar la realidad en materia legal para olores en la industria, cuyas futuras restricciones son uno de los principales motivos para la realización de este proyecto. También se ha llevado un estudio económico que ofrece una estimación de costes ajustada al mercado actual, así como un estudio de seguridad (HaZop) para optimizar la seguridad de la planta.

10 BIBLIOGRAFIA

- [1.] Branan, C.R. (editor), *Rules of thumb for chemical engineers: a manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems*, Gulf Professional, Amsterdam, 2005
- [2.] Darby, R., *Chemical engineering fluids mechanics*, Dekker, New York, 2001
- [3.] King, R. P., *Introduction to practical fluid flow*, Butterworth Heinemann, Oxford, 2002
- [4.] McCabe, W.L., Smith, J.C. y Harriott, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª Ed., McGraw-Hill Interamericana, 2007
- [5.] Richardson, F, Harker, J. H. y Backhurst, J. R. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann, 1999
- [6.] White, F.M., *Mecánica de Fluidos*, 5ª, McGraw-Hill
- [7.] Mott, R.L., Untener, J.A, *Applied Fluid Mechanics*, 7th Ed., Pearson Education Limited, Essex, 2016
- [8.] Green, D.W., Southard, M.Z., *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 9th Ed., Mc Graw Hill Education, US, 2019
- [9.] Catálogo bombas peristálticas:
https://www.bombasboyser.com/_imgbd/descargas/604952a829922060a.pdf
- [10.] Catálogo bombas centrífugas:
https://es.calpeda.com/system/pdf/catalogue_es.pdf
- [11.] Catálogo tuberías: <https://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>
- [12.] Norma española. UNE-EN 13480-3. *Tuberías metálicas industriales, Parte 3: Diseño y cálculo*. 2017
- [13.] BREF 2010/75/EU. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*. Industrial Emissions Directive. European Commission. 2016
- [14.] *Reference Document on Best Available Techniques on Emissions from Storage*. Integrated Pollution Prevention and Control. European Commission. July. 2006
- [15.] BREF 2010/75/EU. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Refining of Mineral Oil and Gas*. Industrial Emissions Directive. European Commission. 2015
- [16.] *JRC Reference Report on Monitoring of Emissions to Air and Water from IED Installations*. Industrial Emissions Directive. Integrated Pollution Prevention and Control. European Commission. 2018
- [17.] BREF 2010/75/EU. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Waste Treatment*. Industrial Emissions Directive. European Commission. 2015
- [18.] Data Sheet Low Level Switch:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-rosemount-2120-level-switch-vibrating-fork-en-73576.pdf>
- [19.] Data Sheet Detector LEL:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-sc311-infrared-combustible-gas-sensors-rosemount-en-105256.pdf>

- [20.] Data Sheet Sensor nivel espuma:
https://www.vega.com/en/home_cu/products/product-catalog/switching/conductive/el-1
- [21.] Data Sheet Caudalímetro Coriolis R series:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-r-series-sensor-micro-motion-en-66048.pdf>
- [22.] Data Sheet Caudalímetro Coriolis Elite Series:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-elite-series-coriolis-flow-density-meters-micro-motion-en-66748.pdf>
- [23.] Data Sheet Finales de carrera:
https://assuredautomation.com/literature/ua_ub_DataSheet.pdf
- [24.] Data Sheet PH metro:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-3900-3900vp-general-purpose-ph-orp-sensors-rosemount-en-70722.pdf>
- [25.] Data Sheet Medidor Oxígeno Disuelto:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-499ado-dissolved-oxygen-sensor-rosemount-en-69274.pdf>
- [26.] Data Sheet Sensor de temperatura motores:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-215-01-080-series-temperature-sensor-paine-en-80050.pdf>
- [27.] Data Sheet Sensor de Temperatura in-line:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-rosemount-214c-temperature-sensors-en-80136.pdf>
- [28.] Data Sheet Medidor Presión:
<https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-rosemount-3051p-in-line-pressure-transmitter-en-us-326784.pdf>
- [29.] Válvula de retención Wafer Doble Disco:
<http://www.genebre.es/v-ret-moder-check-316>
- [30.] Válvula de retención Wafer Doble Disco 2:
<http://www.genebre.es/v-ret-moder-check-h-b>
- [31.] Catálogo válvulas compuerta 1:
<http://www.genebre.es/valvula-compuerta-cepdm-cnodular-pn16>
- [32.] Catálogo válvula de Bola Paso Reducido: <http://www.genebre.es/valvula-esfera-paso-reducido-1-pieza-extremos-bridados-din#>

ÍNDICE ANEXOS

A.1.PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO	63
A.1.1. Diagramas de Gantt	63
A.2.DIAGRAMAS	67
A.2.1. Diagrama bloques alternativos	68
A.2.2. PFD Proceso 0	69
A.2.3. PFD Biofiltro abierto.....	70
A.2.4. PFD Biofiltro de goteo	71
A.2.5. PFD Bioscrubber	72
A.2.6. PFD Biorreactor	73
A.2.7. Layout ASESА	74
A.2.8. Layout tratamiento biológico	75
A.2.9. P&ID proceso 0	76
A.2.10. P&IDs tratamiento biológico	77
A.3.LISTADOS DE PROCESO	82
A.3.1. Listado de tuberías	83
A.3.2. Listado de equipos.....	86
A.3.3. Listado de válvulas.....	87
A.3.4. Listado de instrumentación	93
A.4.HOJAS DE ESPECIFICACIÓN.....	98
A.4.1. Bomba centrífuga P-102	99
A.4.2. Bomba centrífuga P-103	100
A.4.3. Compresor K-101	101
A.4.4. Intercambiador E-101.....	102
A.4.5. Biorreactor R-101.....	103
A.5.CÁLCULOS DEL DISEÑO DEL REACTOR Y DECANTADOR	104
A.5.1. Datos de partida.....	104
A.5.2. Cálculo de los volúmenes del reactor biológico	104
A.5.3. Recirculación de fangos	105
A.5.4. Dimensiones del reactor biológico.....	106
A.5.5. Zona óxica y anóxica	106
A.5.6. Cálculo de oxigenación	107
A.5.7. Calculo de la altura del reactor (h).....	108
A.6.ESTUDIO HAZOP	110

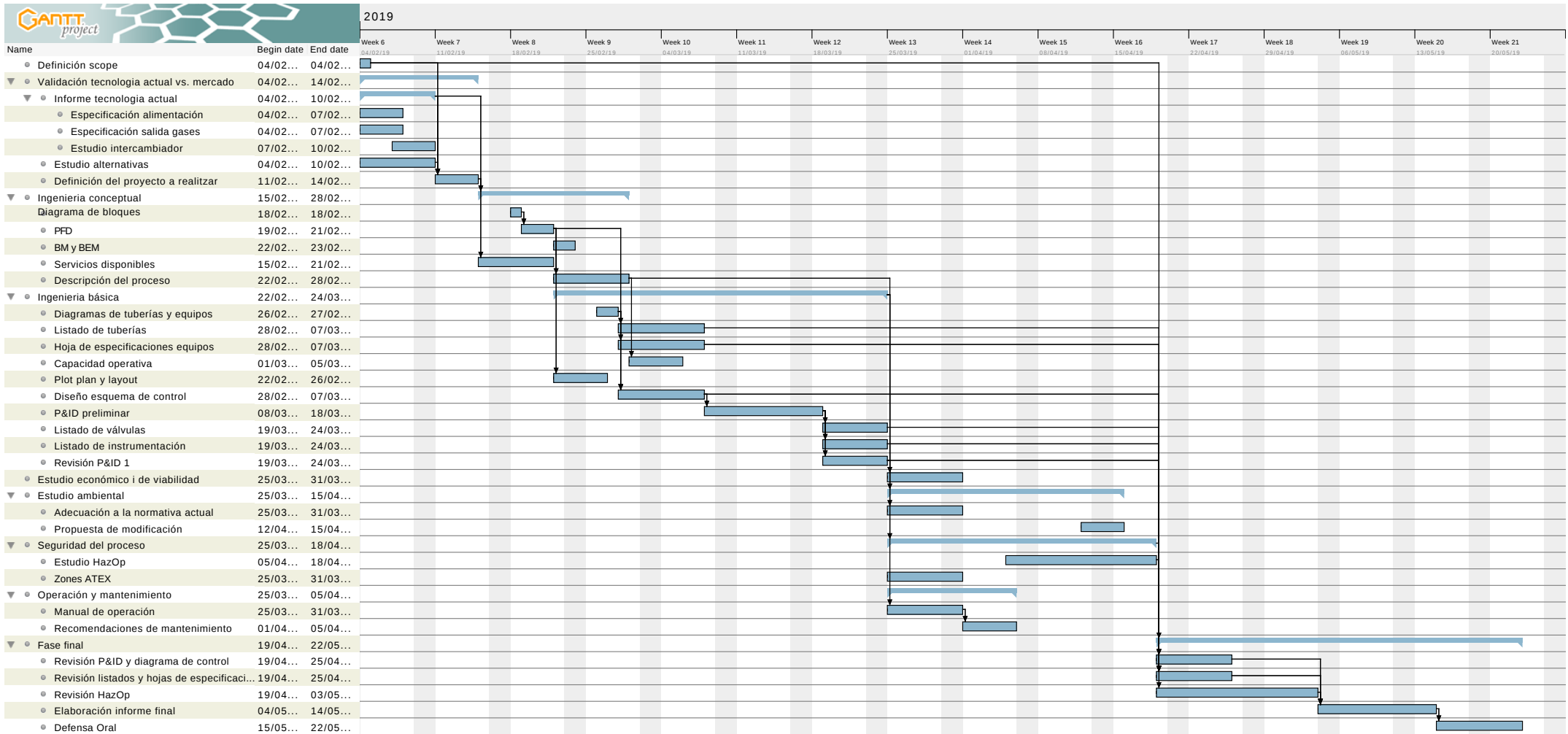
A.1. PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO

Con tal de avanzar de manera adecuada, todo proyecto requiere de una planificación. Inicialmente, se analizaron los distintos ámbitos y apartados que ha de contener cualquier proyecto de ingeniería química y se realizó una división preliminar del trabajo según las fortalezas de cada miembro del equipo. Debido a las características del proyecto, se dedicó un gran período de tiempo inicial en un estudio bibliográfico de alternativas. Después de este período y una vez definidas las necesidades del proceso y del proyecto se pudo realizar una segunda planificación más precisa.

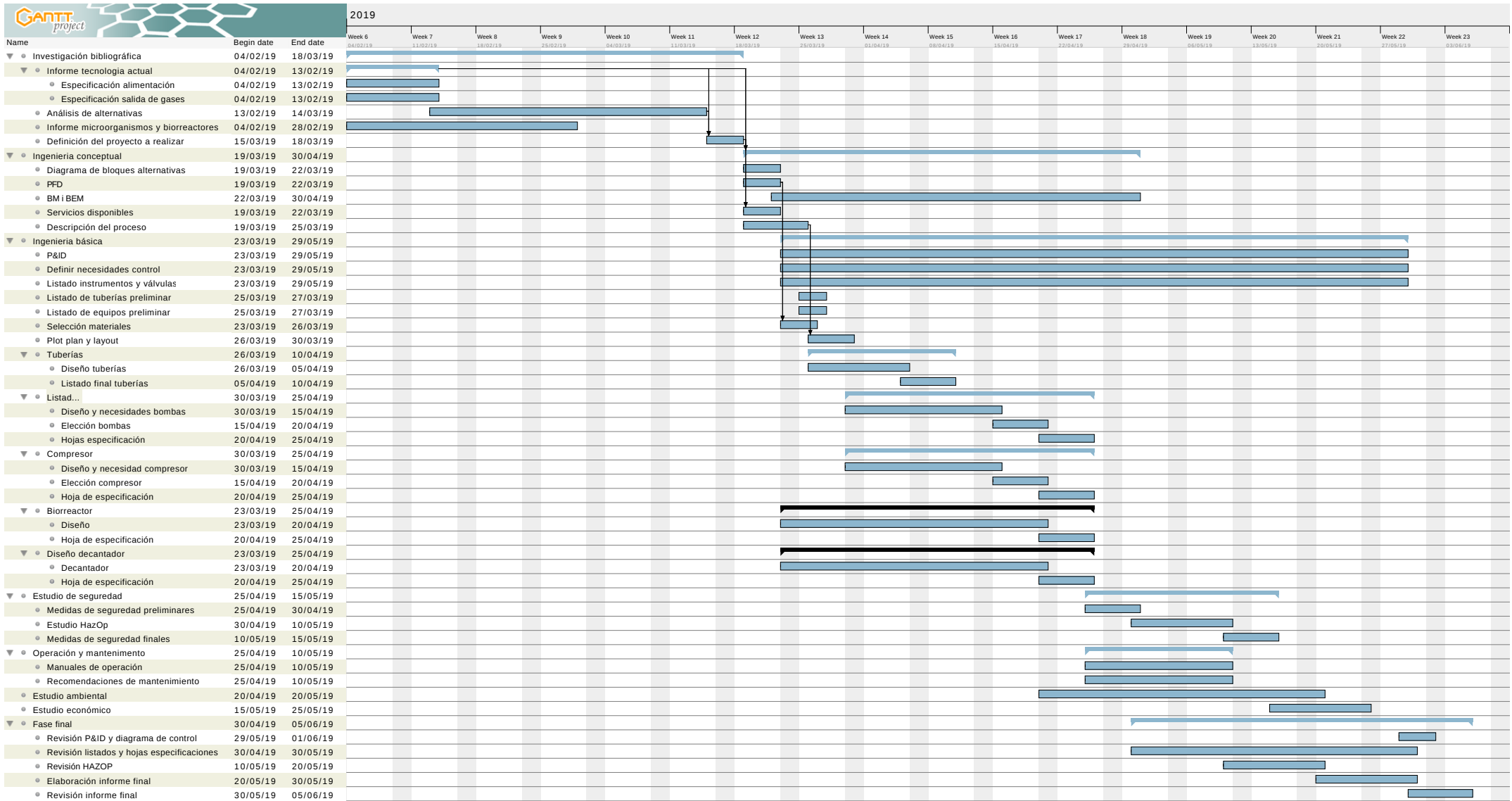
Las planificaciones se han realizado mediante la técnica de los diagramas de *Gantt* que ofrecen una distribución generalizada y visual de todas las tareas del proyecto. En total se han realizado 3 diagramas durante el desarrollo del proyecto, con tal de mantener la planificación actualizada a medida que han surgido imprevistos que hayan podido atrasar algunas partes de las planificaciones anteriores. A continuación, se muestran los 3 diagramas de *Gantt* utilizados durante el desarrollo de este proyecto.

A.1.1. Diagramas de Gantt

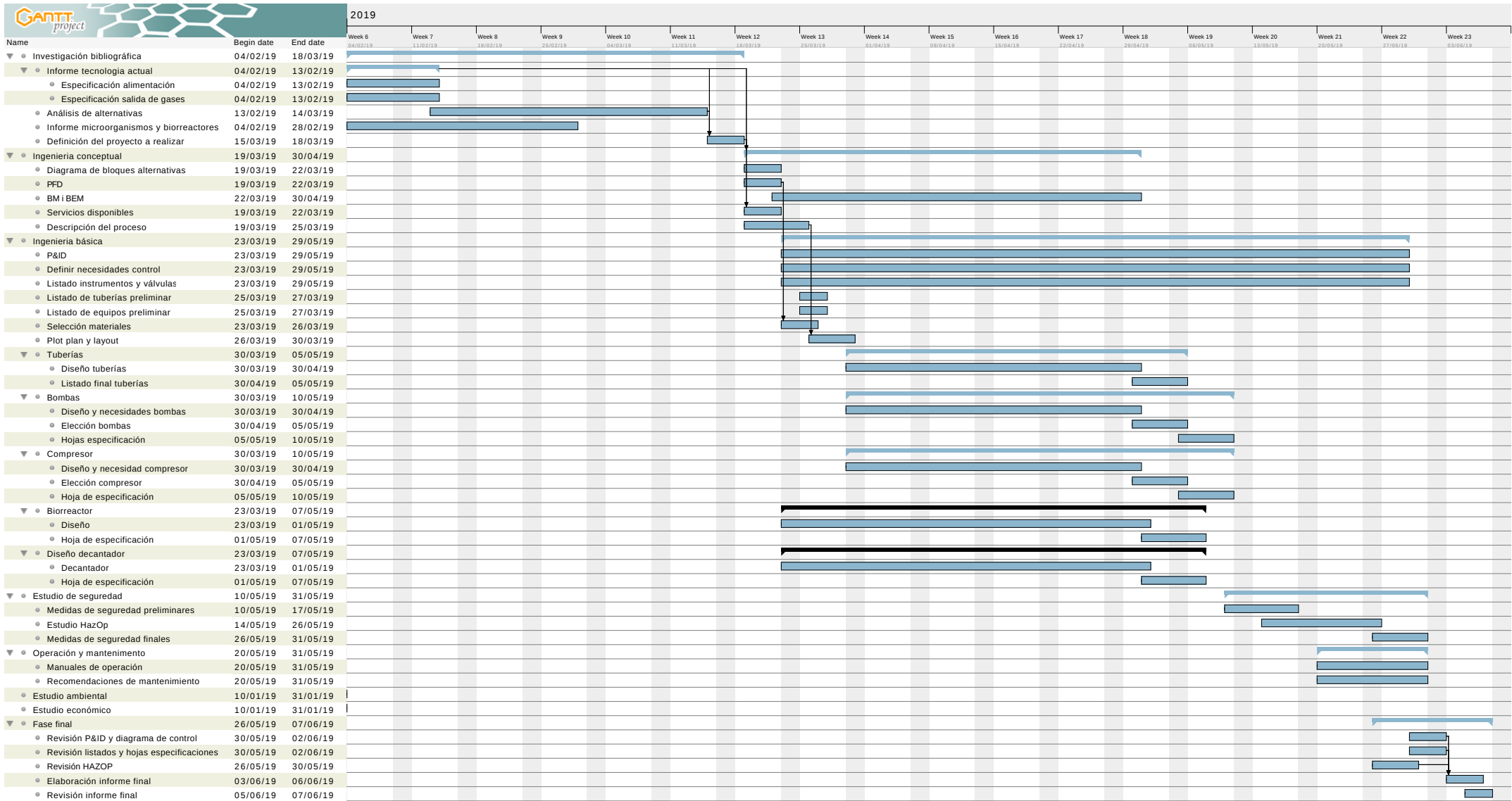
Gantt Chart



Gantt Chart



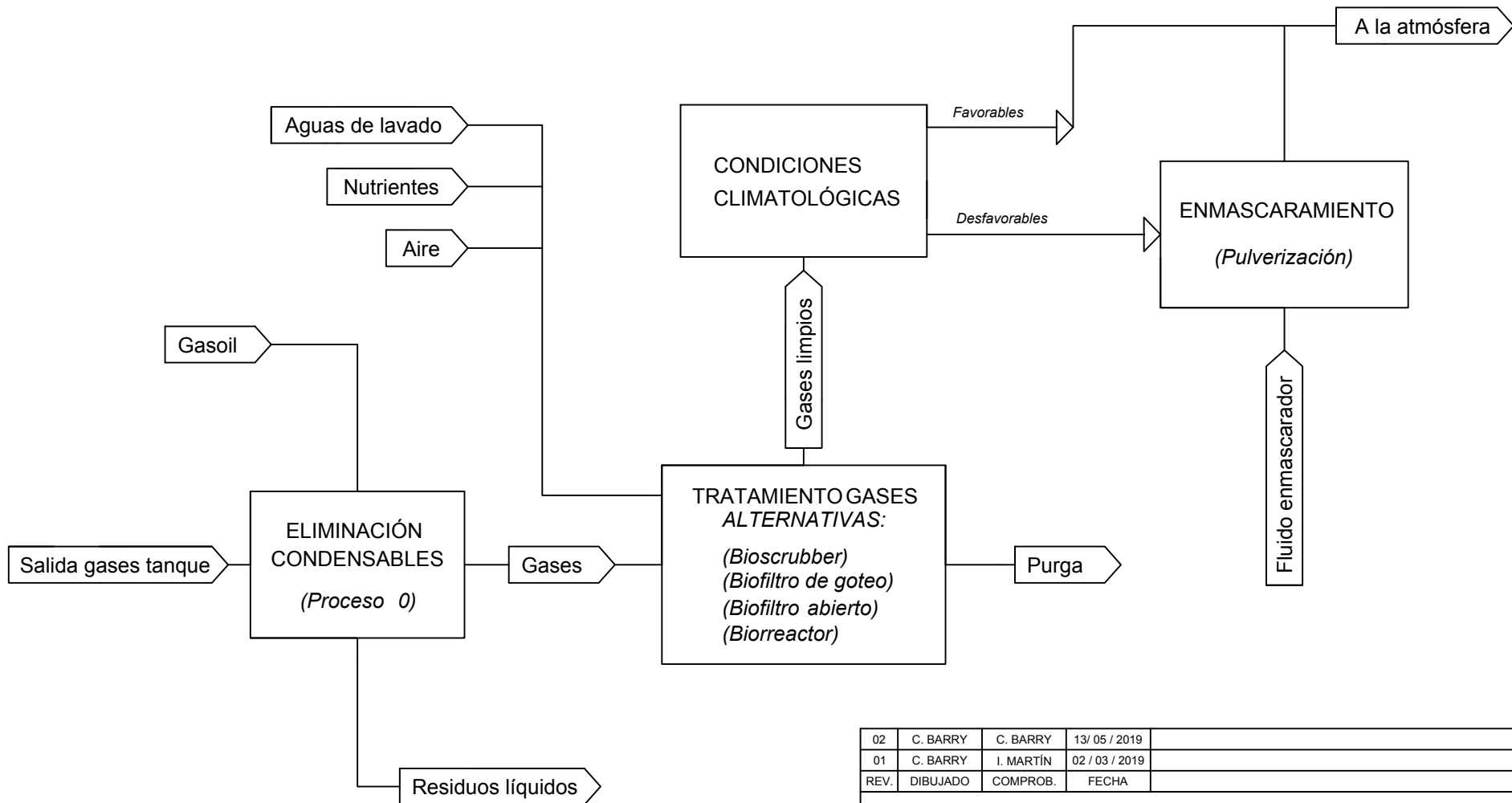
Gantt Chart



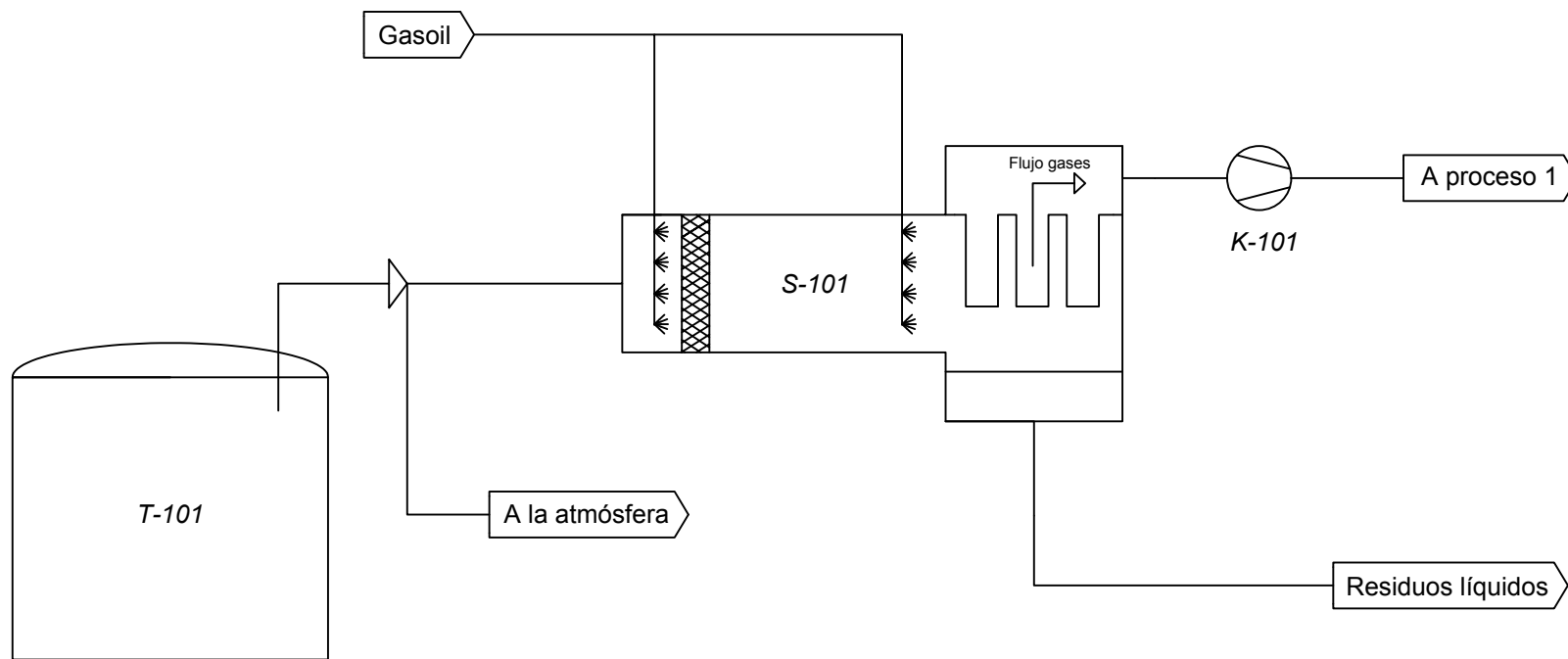
A.2. DIAGRAMAS

A continuación, se muestran todos los diagramas del proceso en el siguiente orden:

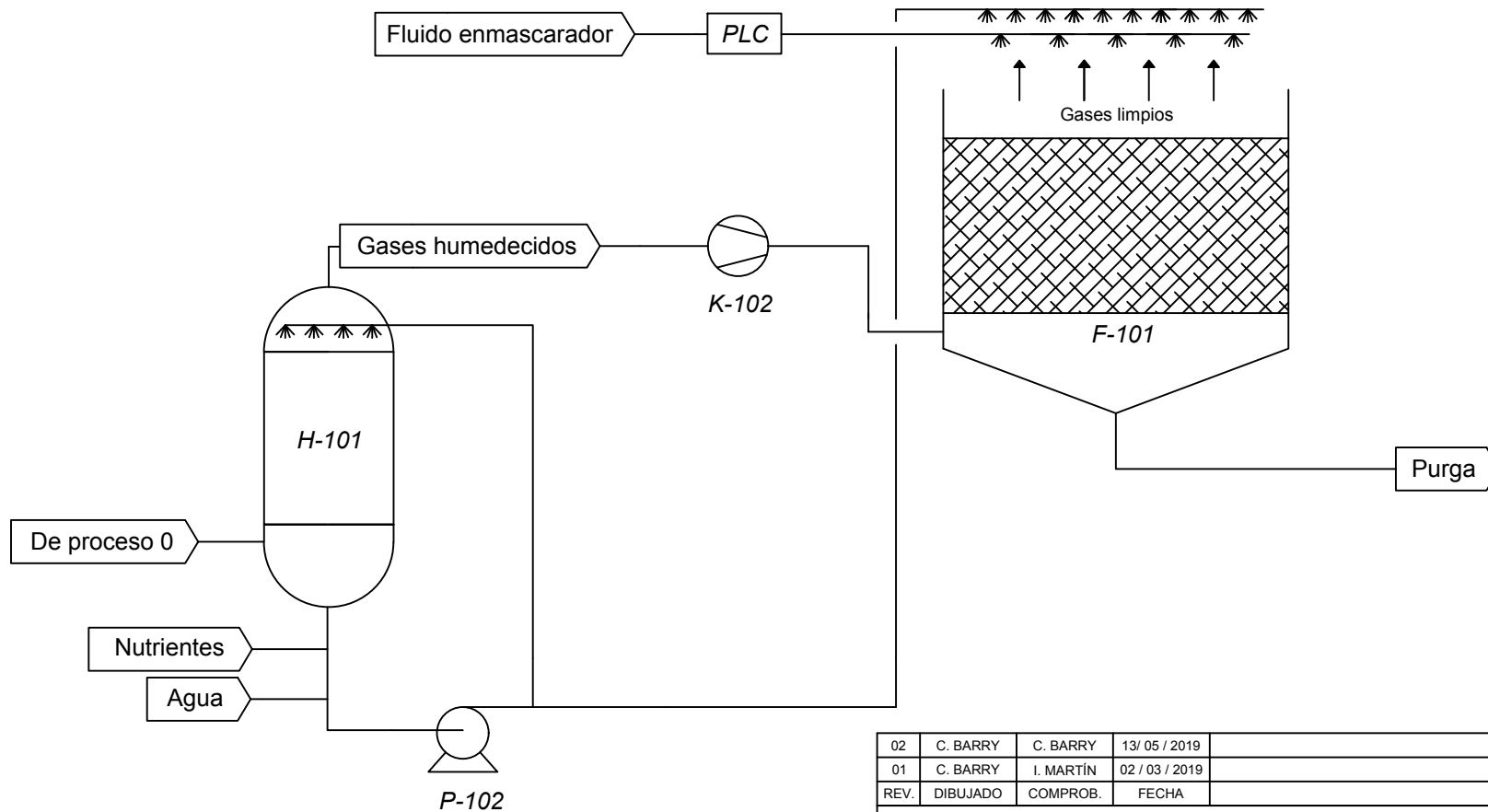
- Diagrama bloques alternativas
- PFD Proceso 0
- PFD Biofiltro abierto
- PFD Biofiltro de goteo
- PFD Bioscrubber
- PFD Biorreactor
- *Layout* ASESA
- *Layout* tratamiento biológico
- P&ID proceso 0
- P&ID tratamiento biológico



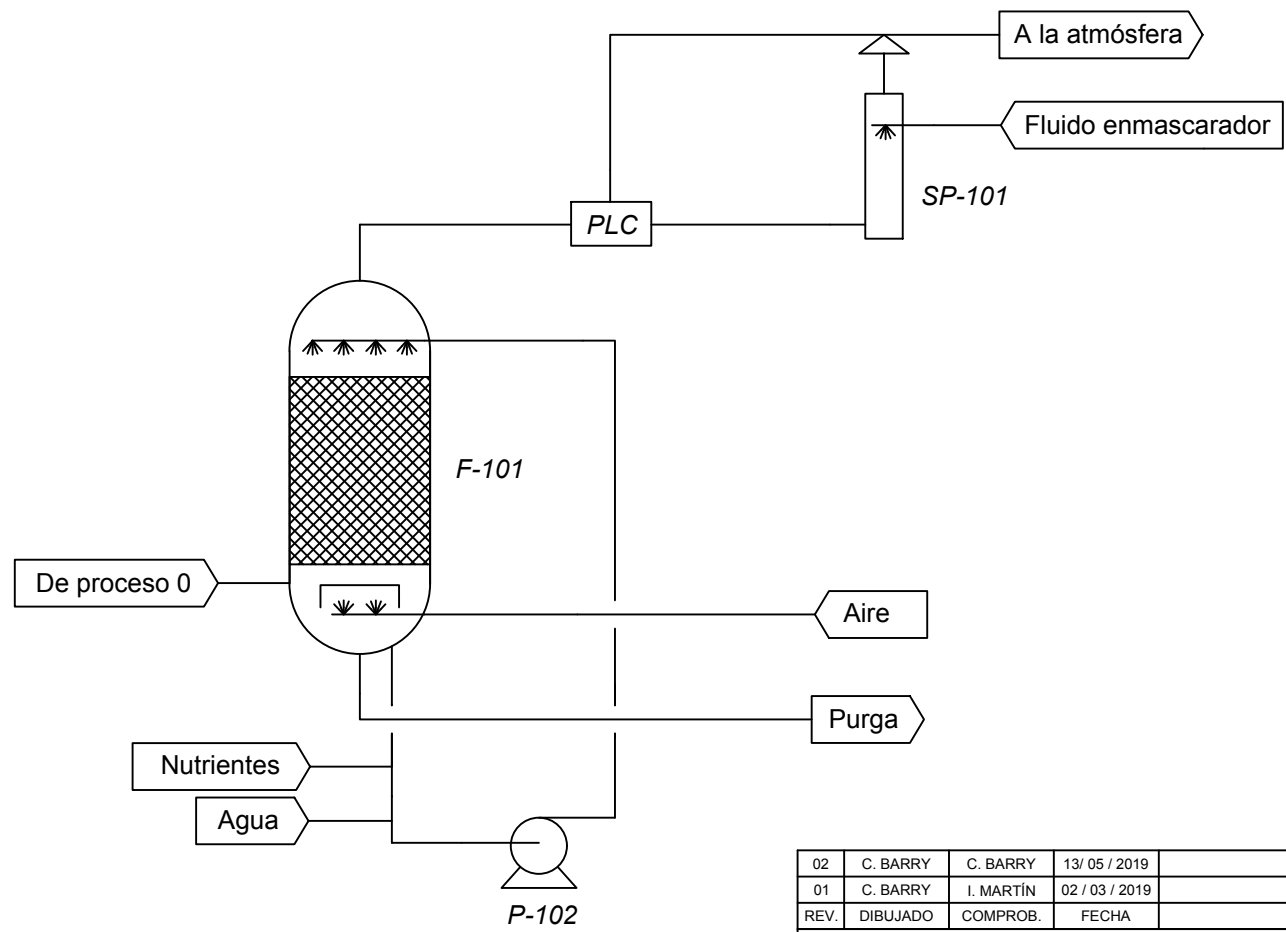
02	C. BARRY	C. BARRY	13/ 05 / 2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02 / 03 / 2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.
ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI			Proyecto: TFGEQ_1902		
DIAGRAMA DE BLOQUES DE ALTERNATIVAS					
AUTOR		FECHA 1ª EDICIÓN		NOMBRE DEL PLANO	
CAYLA BARRY		02 / 03 / 2019		DIAG-01-ALT	
				REVISIÓN	02



02	C. BARRY	C. BARRY	13/ 05 / 2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02 / 03 / 2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.
<i>ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI Proyecto: TFGEQ_1902</i>					
PFD PROCESO 0					
AUTOR		FECHA 1º EDICIÓN		NOMBRE DEL PLANO	
CAYLA BARRY		02 / 03 / 2019		DIAG-01-P0	
				REVISIÓN	
				02	



02	C. BARRY	C. BARRY	13/05/2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02/03/2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.
ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI			Proyecto: TFGEQ_1902		
PFD BIOFILTRO ABIERTO					
AUTOR		FECHA 1ª EDICIÓN		NOMBRE DEL PLANO	
CAYLA BARRY		02 / 03 / 2019		DIAG-02-ALT	
				REVISIÓN	
				02	



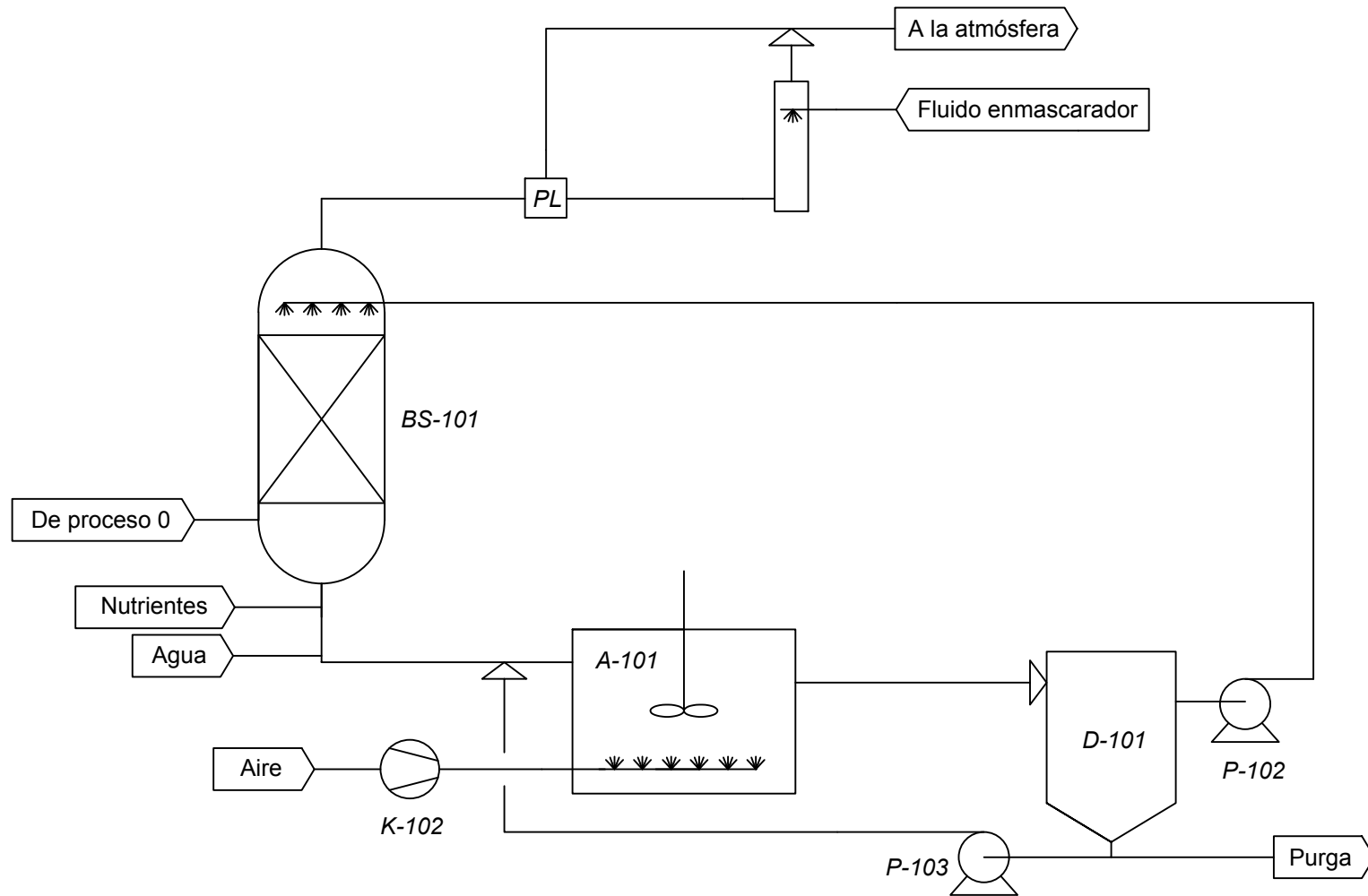
02	C. BARRY	C. BARRY	13/05/2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02/03/2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.

ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI

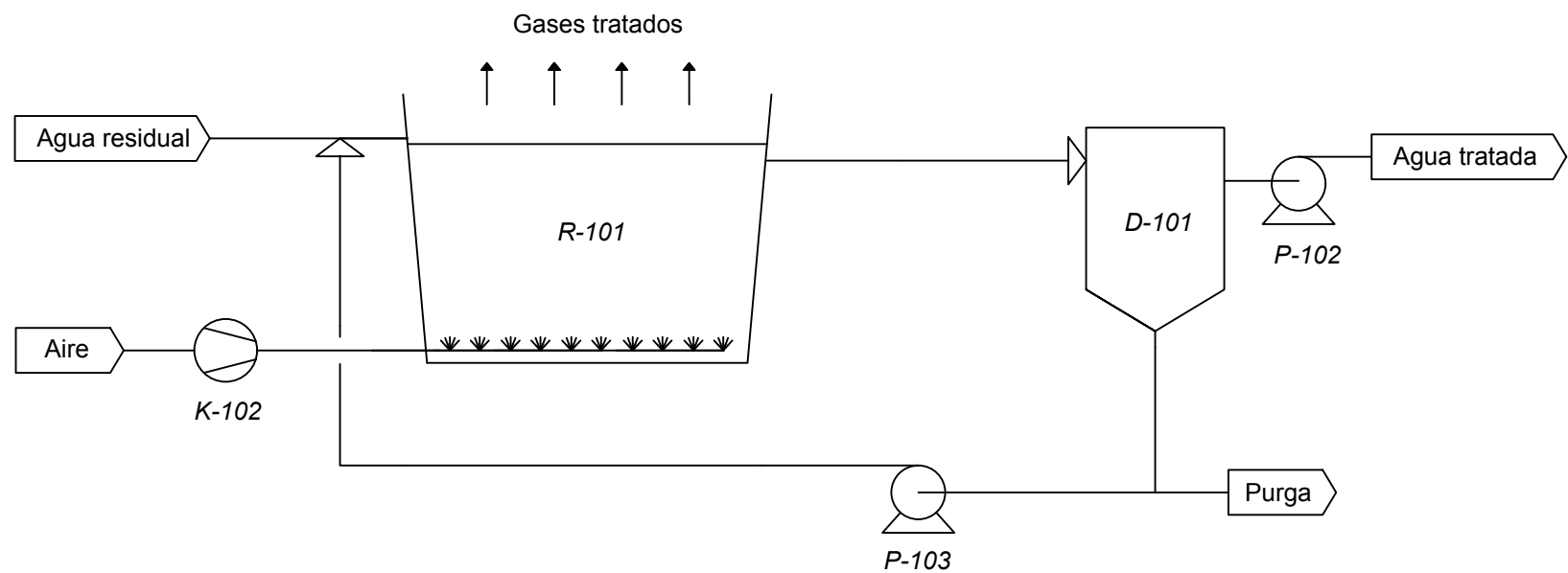
Proyecto: TFGEQ_1902

PFD BIOFILTRO DE GOTEO

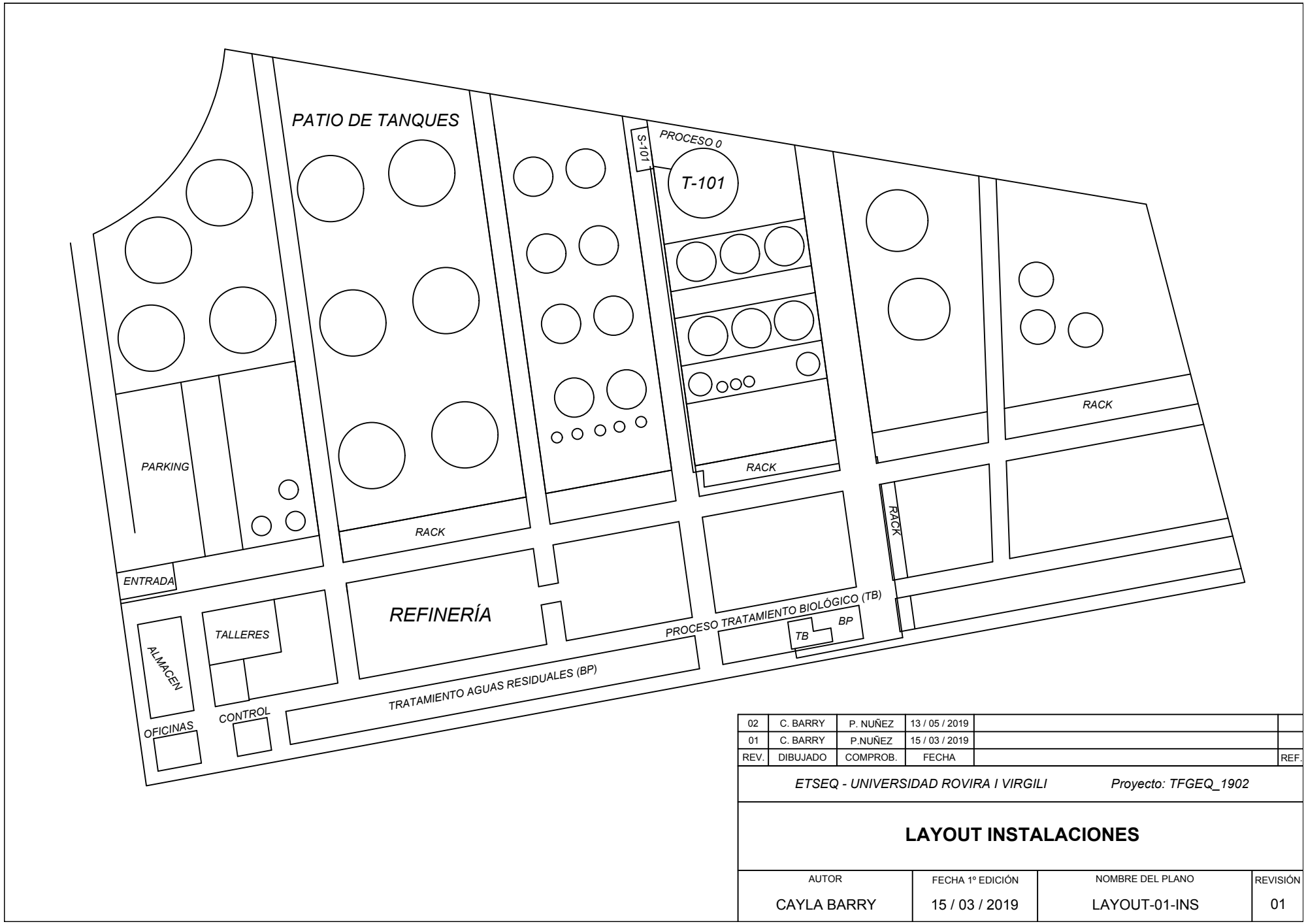
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
CAYLA BARRY	02 / 03 / 2019	DIAG-03-ALT	02

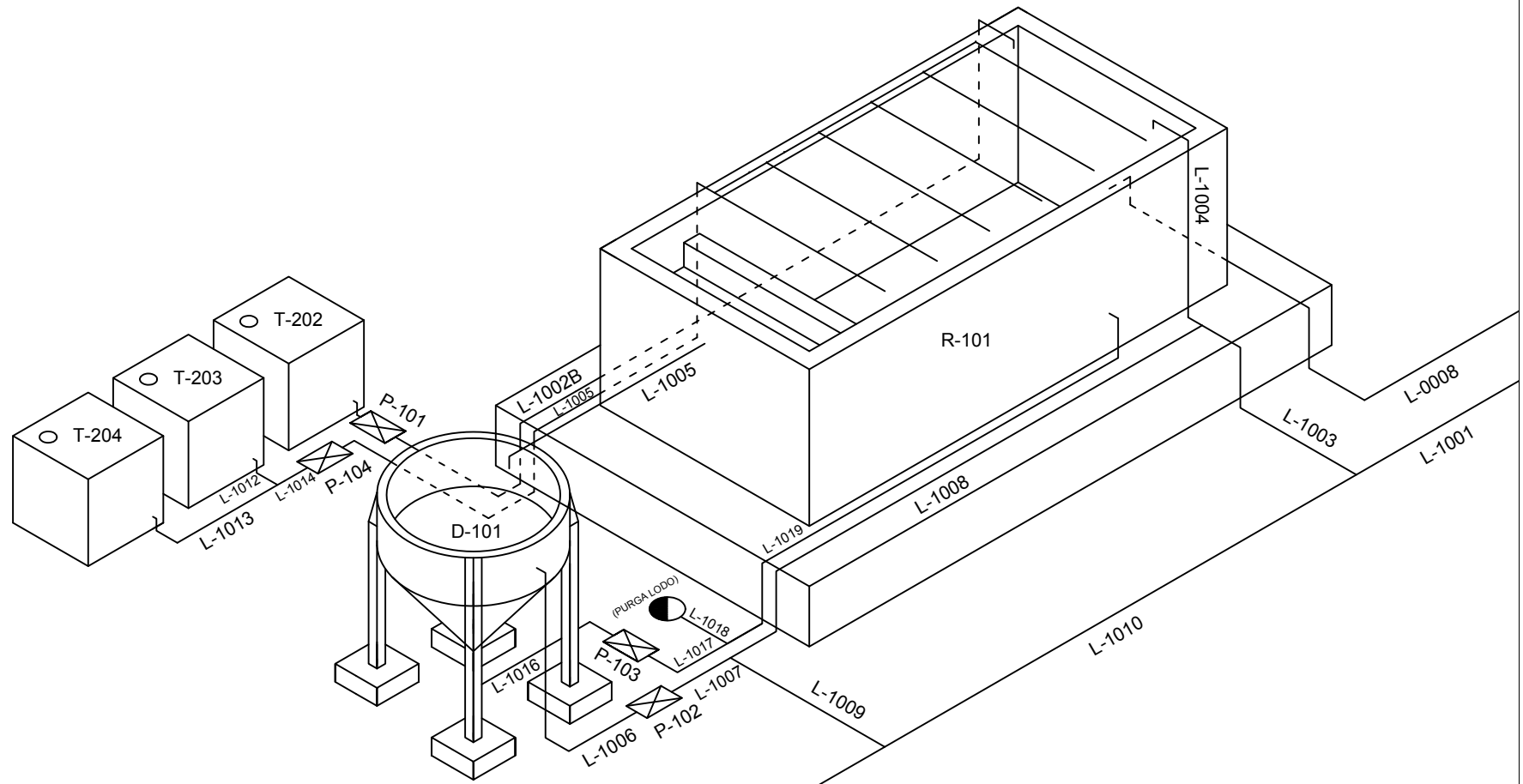


02	C. BARRY	C. BARRY	13/05/2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02/03/2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.
ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI			Proyecto: TFGEQ_1902		
PFD BIOSCRUBBER					
AUTOR		FECHA 1ª EDICIÓN		NOMBRE DEL PLANO	
CAYLA BARRY		02 / 03 / 2019		DIAG-02-ALT	
				REVISIÓN	
				02	



02	C. BARRY	C. BARRY	13/05/2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	02/03/2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.
ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI			Proyecto: TFGEQ_1902		
PFD BIORREACTOR					
AUTOR		FECHA 1ª EDICIÓN		NOMBRE DEL PLANO	
CAYLA BARRY		02 / 03 / 2019		DIAG-05-ALT	
				REVISIÓN	
				02	



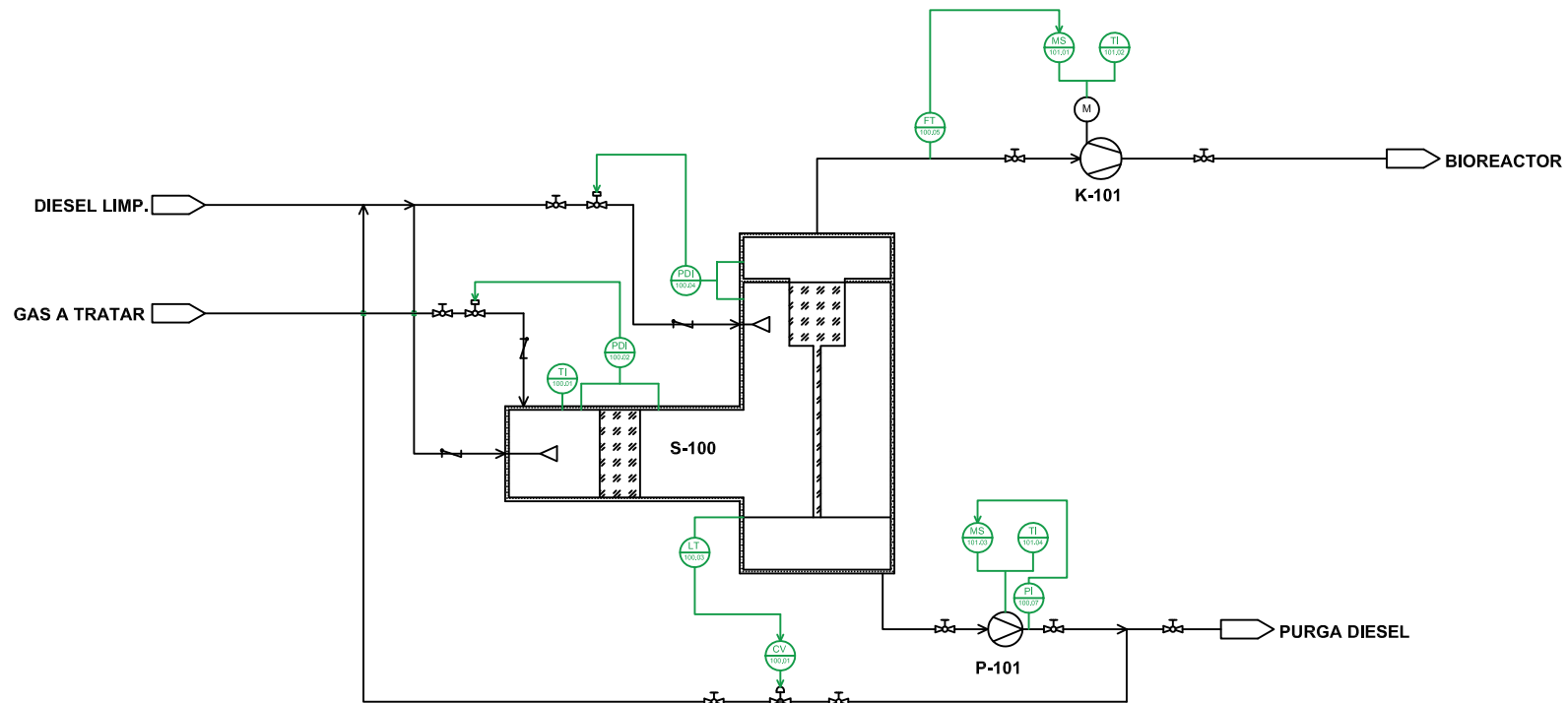


02	C. BARRY	P. NUÑEZ	20 / 05 / 2019		
01	C. BARRY	I. MARTÍN	14 / 05 / 2019		
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA		REF.

ETSEQ - UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI Proyecto: TFGEQ_1902

LAYOUT SISTEMA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO

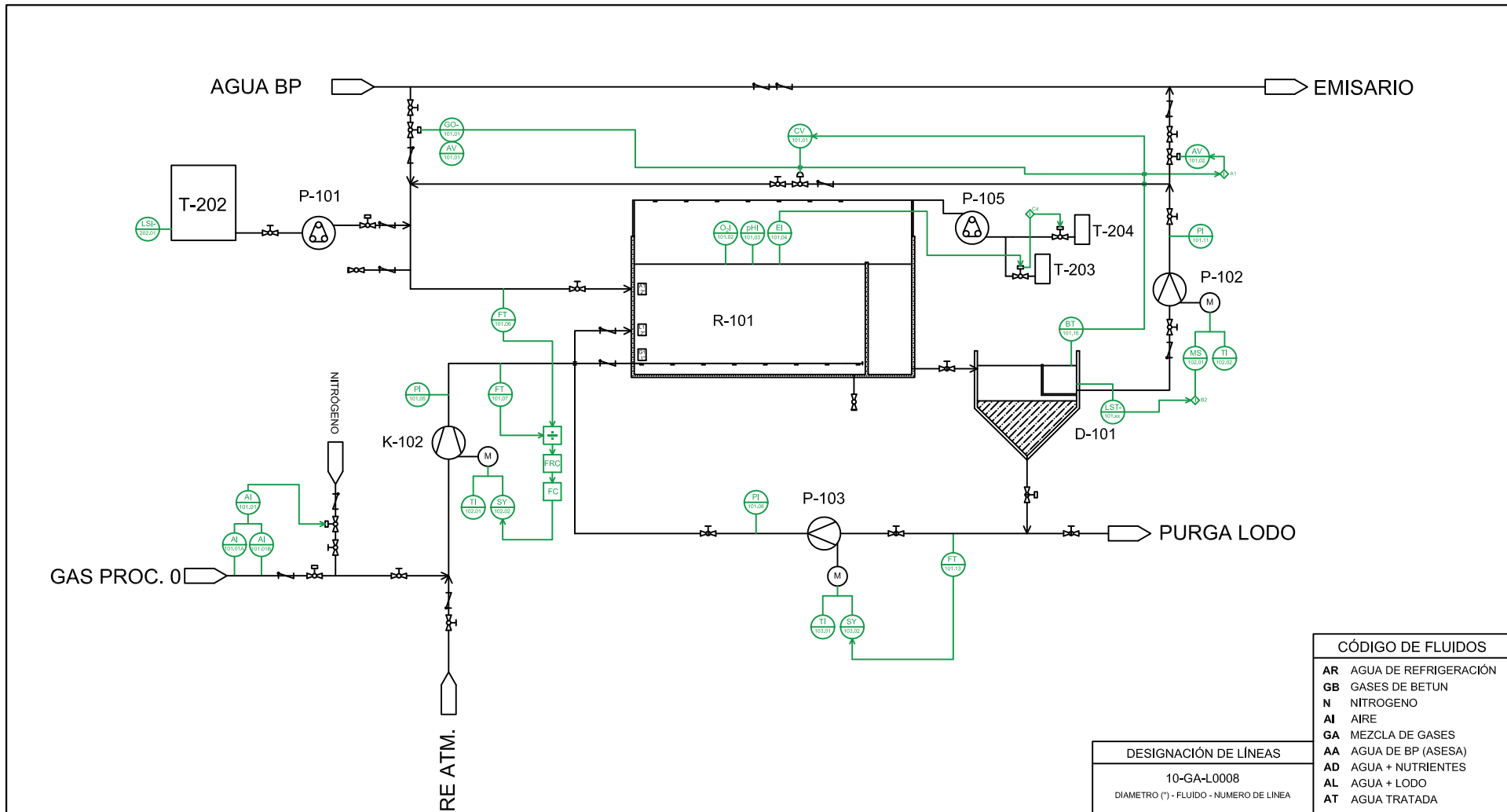
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
CAYLA BARRY	14 / 05 / 2019	LAYOUT-01-BIO	02



07					
06					
05					
04					
03					
02					
01	I. MARTÍN	P. NÚÑEZ	18 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO	
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES	REF.

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE CONDENSABLES: PROCESO 0

AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	18 / 03 / 2019	P&ID-01-PRO	02



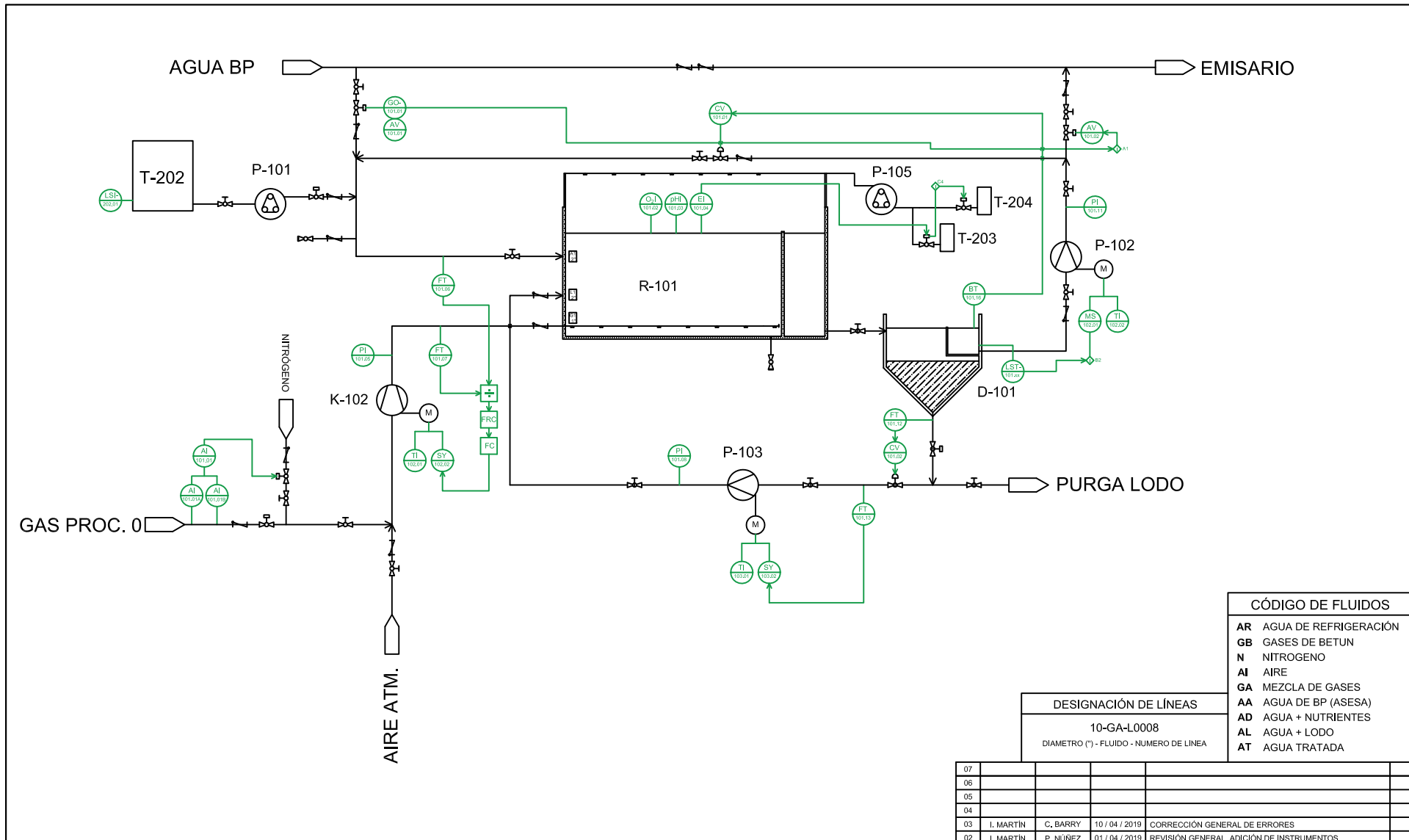
CÓDIGO DE FLUIDOS	
AR	AGUA DE REFRIGERACIÓN
GB	GASES DE BETUN
N	NITROGENO
AI	AIRE
GA	MEZCLA DE GASES
AA	AGUA DE BP (ASESA)
AD	AGUA + NUTRIENTES
AL	AGUA + LODO
AT	AGUA TRATADA

DESIGNACIÓN DE LÍNEAS	
10-GA-L0008	
DIÁMETRO (") - FLUIDO - NUMERO DE LINEA	

07					
06					
05					
04					
03					
02	I. MARTÍN	P. NÚÑEZ	01 / 04 / 2019	REVISIÓN GENERAL, ADICIÓN DE INSTRUMENTOS	
01	I. MARTÍN	C. BARRY	20 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO	
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES	REF.

TAG DEL EQUIPO	R-101	D-101	K-102	P-101	P-102	P-103	P-104	T-202	T-203	T-204
DENOMINACIÓN	BIOREACTOR	DECANTADOR	COMPRESOR	BOMBA PERISTÁLTICA NUTRIENTES	BOMBA CENTRÍFUGA AGUA	BOMBA CENTRÍFUGA LODOS	BOMBA PERISTÁLTICA ASPERSORES	TANQUE DE NUTRIENTES	TANQUE DE ANTIESPUMANTE	TANQUE DE ENMASCARADOR
TEMPERATURA DISEÑO (°C)										
PRESIÓN DISEÑO (bar)										
MATERIAL										
DIMENSIONES										
DATOS TÉCNICOS										

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE OLORES: BIORREACTOR Y DECANTADOR			
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	20 / 03 / 2019	P&ID-01-BIO	02



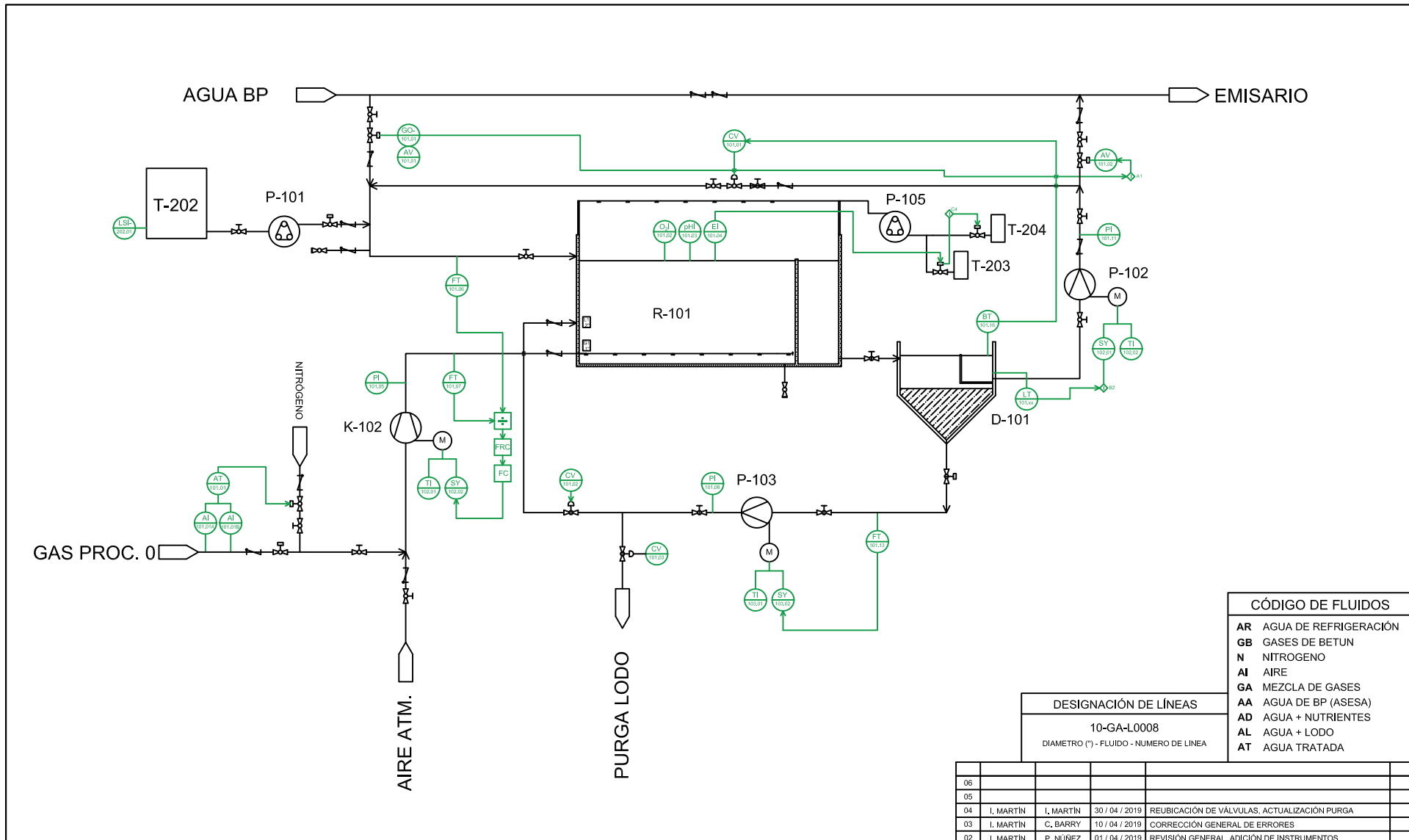
CÓDIGO DE FLUIDOS	
AR	AGUA DE REFRIGERACIÓN
GB	GASES DE BETUN
N	NITROGENO
AI	AIRE
GA	MEZCLA DE GASES
AA	AGUA DE BP (ASESA)
AD	AGUA + NUTRIENTES
AL	AGUA + LODO
AT	AGUA TRATADA

DESIGNACIÓN DE LÍNEAS	
10-GA-L0008	
DIÁMETRO (") - FLUIDO - NUMERO DE LINEA	

07				
06				
05				
04				
03	I. MARTIN	C. BARRY	10 / 04 / 2019	CORRECCIÓN GENERAL DE ERRORES
02	I. MARTIN	P. NUÑEZ	01 / 04 / 2019	REVISIÓN GENERAL, ADICIÓN DE INSTRUMENTOS
01	I. MARTIN	C. BARRY	20 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO
REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES

TAG DEL EQUIPO	R-101	D-101	K-102	P-101	P-102	P-103	P-104	T-202	T-203	T-204
DENOMINACIÓN	BIOREACTOR	DECANTADOR	COMPRESOR	BOMBA PERISTÁLTICA NUTRIENTES	BOMBA CENTRÍFUGA AGUA	BOMBA CENTRÍFUGA LODOS	BOMBA PERISTÁLTICA ASPERSORES	TANQUE DE NUTRIENTES	TANQUE DE ANTIESPUMANTE	TANQUE DE ENMASCARADOR
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	300									
PRESIÓN DISEÑO (bar)										
MATERIAL										
DIMENSIONES										
DATOS TÉCNICOS										

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE OLORES: BIORREACTOR Y DECANTADOR			
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	20 / 03 / 2019	P&ID-01-BIO	03



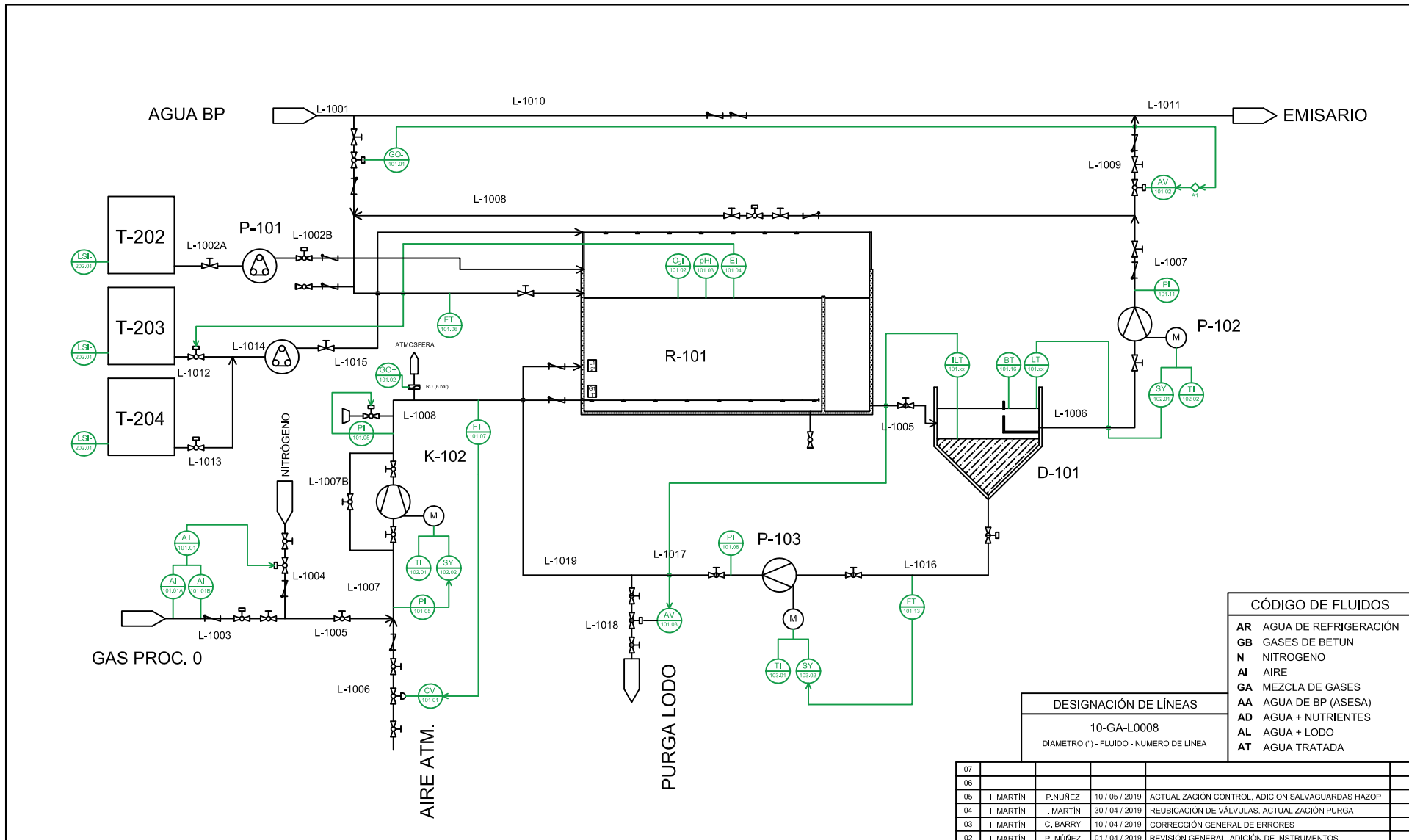
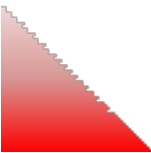
CÓDIGO DE FLUIDOS	
AR	AGUA DE REFRIGERACIÓN
GB	GASES DE BETUN
N	NITROGENO
AI	AIRE
GA	MEZCLA DE GASES
AA	AGUA DE BP (ASESA)
AD	AGUA + NUTRIENTES
AL	AGUA + LODO
AT	AGUA TRATADA

DESIGNACIÓN DE LÍNEAS	
10-GA-L0008	
DIÁMETRO (") - FLUIDO - NUMERO DE LINEA	

REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES	REF.
06					
05					
04	I. MARTÍN	I. MARTÍN	30 / 04 / 2019	REUBICACIÓN DE VÁLVULAS, ACTUALIZACIÓN PURGA	
03	I. MARTÍN	C. BARRY	10 / 04 / 2019	CORRECCIÓN GENERAL DE ERRORES	
02	I. MARTÍN	P. NUÑEZ	01 / 04 / 2019	REVISIÓN GENERAL, ADICIÓN DE INSTRUMENTOS	
01	I. MARTÍN	C. BARRY	20 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO	

TAG DEL EQUIPO	R-101	D-101	K-102	P-101	P-102	P-103	P-104	T-202	T-203	T-204
DENOMINACIÓN	BIOREACTOR	DECANTADOR	COMPRESOR	BOMBA PERISTÁLTICA NUTRIENTES	BOMBA CENTRÍFUGA AGUA	BOMBA PERISTÁLTICA LODOS	BOMBA PERISTÁLTICA ASPERSORES	TANQUE DE NUTRIENTES	TANQUE DE ANTIESPUMANTE	TANQUE DE ENMASCARADOR
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	300									
PRESIÓN DISEÑO (bar)										
MATERIAL										
DIMENSIONES										
DATOS TÉCNICOS										

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE OLORES: BIORREACTOR Y DECANTADOR			
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	20 / 03 / 2019	P&ID-01-BIO	07



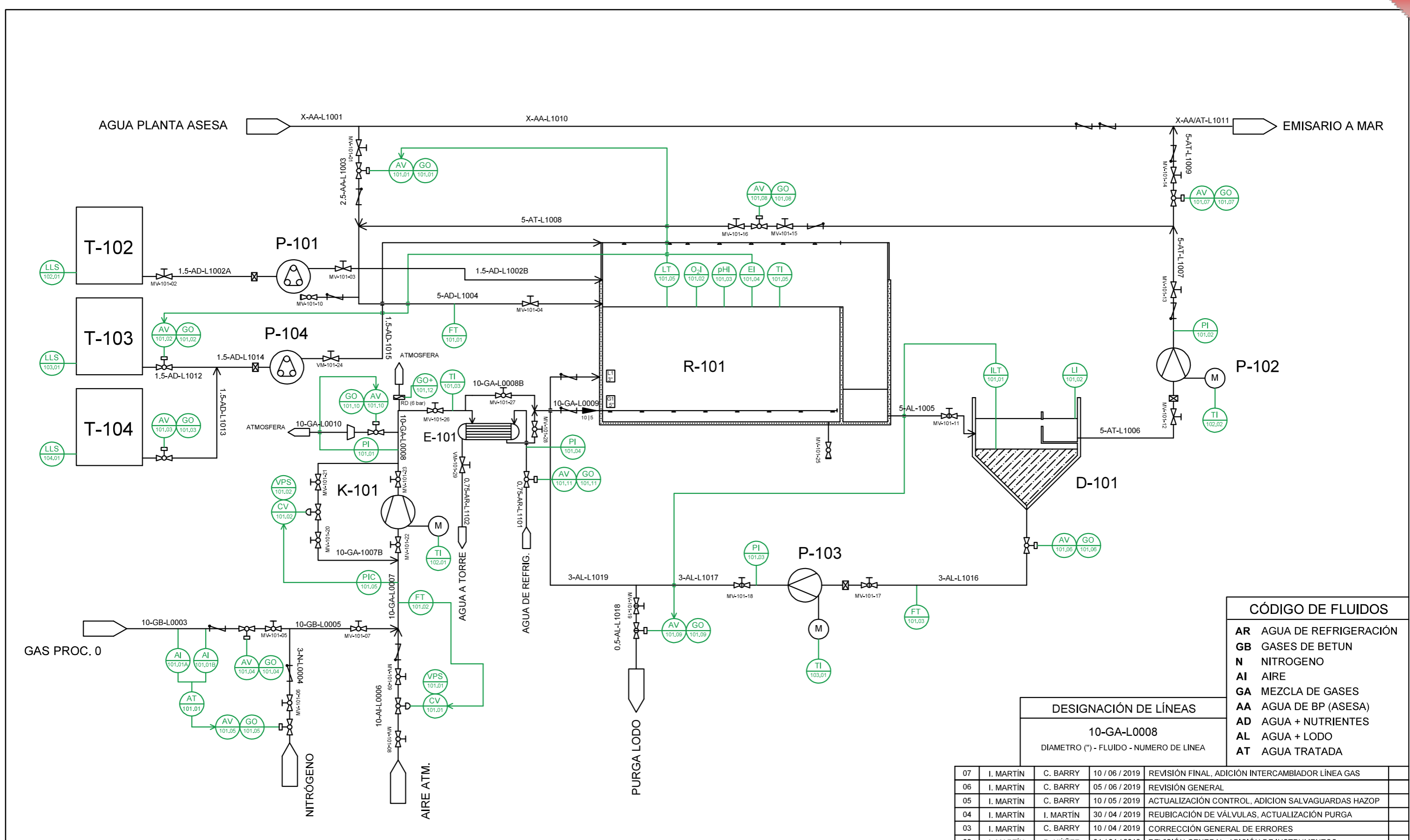
CÓDIGO DE FLUIDOS	
AR	AGUA DE REFRIGERACIÓN
GB	GASES DE BETUN
N	NITROGENO
AI	AIRE
GA	MEZCLA DE GASES
AA	AGUA DE BP (ASESA)
AD	AGUA + NUTRIENTES
AL	AGUA + LODO
AT	AGUA TRATADA

DESIGNACIÓN DE LÍNEAS	
10-GA-L0008	
DIÁMETRO (") - FLUIDO - NUMERO DE LINEA	

REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES	REF.
07					
06					
05	I. MARTÍN	P. NUÑEZ	10 / 05 / 2019	ACTUALIZACIÓN CONTROL, ADICION SALVAGUARDAS HAZOP	
04	I. MARTÍN	I. MARTÍN	30 / 04 / 2019	REUBICACION DE VÁLVULAS, ACTUALIZACIÓN PURGA	
03	I. MARTÍN	C. BARRY	10 / 04 / 2019	CORRECCIÓN GENERAL DE ERRORES	
02	I. MARTÍN	P. NUÑEZ	01 / 04 / 2019	REVISIÓN GENERAL, ADICIÓN DE INSTRUMENTOS	
01	I. MARTÍN	C. BARRY	20 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO	

TAG DEL EQUIPO	R-101	D-101	K-102	P-101	P-102	P-103	P-104	T-202	T-203	T-204
DENOMINACIÓN	BIOREACTOR	DECANTADOR	COMPRESOR	BOMBA PERISTÁLTICA NUTRIENTES	BOMBA CENTRÍFUGA AGUA	BOMBA CENTRÍFUGA LODOS	BOMBA PERISTÁLTICA ASPERSORES	TANQUE DE NUTRIENTES	TANQUE DE ANTIESPUMANTE	TANQUE DE ENMASCARADOR
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	300									
PRESIÓN DISEÑO (bar)										
MATERIAL										
DIMENSIONES										
DATOS TÉCNICOS										

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE OLORES: BIOREACTOR Y DECANTADOR			
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	20 / 03 / 2019	P&ID-01-BIO	07



CÓDIGO DE FLUIDOS	
AR	AGUA DE REFRIGERACIÓN
GB	GASES DE BETUN
N	NITRÓGENO
AI	AIRE
GA	MEZCLA DE GASES
AA	AGUA DE BP (ASESA)
AD	AGUA + NUTRIENTES
AL	AGUA + LODO
AT	AGUA TRATADA

DESIGNACIÓN DE LÍNEAS	
10-GA-L0008	DIÁMETRO (") - FLUIDO - NUMERO DE LÍNEA

REV.	DIBUJADO	COMPROB.	FECHA	DESCRIPCIÓN MODIFICACIONES	REF.
07	I. MARTÍN	C. BARRY	10 / 06 / 2019	REVISIÓN FINAL, ADICIÓN INTERCAMBIADOR LÍNEA GAS	
06	I. MARTÍN	C. BARRY	05 / 06 / 2019	REVISIÓN GENERAL	
05	I. MARTÍN	C. BARRY	10 / 05 / 2019	ACTUALIZACIÓN CONTROL, ADICION SALVAGUARDAS HAZOP	
04	I. MARTÍN	I. MARTÍN	30 / 04 / 2019	REUBICACIÓN DE VÁLVULAS, ACTUALIZACIÓN PURGA	
03	I. MARTÍN	C. BARRY	10 / 04 / 2019	CORRECCIÓN GENERAL DE ERRORES	
02	I. MARTÍN	P. NÚÑEZ	01 / 04 / 2019	REVISIÓN GENERAL, ADICIÓN DE INSTRUMENTOS	
01	I. MARTÍN	C. BARRY	20 / 03 / 2019	PRIMERA EDICIÓN DEL PLANO	

TAG DEL EQUIPO	R-101	D-101	K-101	E-101	P-101	P-102	P-103	P-104	T-202	T-203	T-204
DENOMINACIÓN	BIOREACTOR	DECANTADOR	COMPRESOR	HEAT EXCHANGER	BOMBA PERISTÁLTICA NUTRIENTES	BOMBA CENTRÍFUGA AGUA	BOMBA CENTRÍFUGA LODOS	BOMBA PERISTÁLTICA ASPERSORES	TANQUE DE NUTRIENTES	TANQUE DE ANTIESPUMANTE	TANQUE DE ENMASCARADOR
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	60,0	60,0	110	110	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0	60,0
PRESIÓN DISEÑO (bar)	2,50	2,40	2,50	7,85	8,00	7,85	7,85	8,00	2,20	2,20	2,20
MATERIAL	Hormigón HA 40	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel	CS + Caucho NR	Carbon steel	Carbon steel	CS + Caucho NR	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel
ESPECIFICACIONES	(10,0 x 16,3 x 4,10) m	(D: 9,20 ; H: 3,30) m	31,3 kW	Q = 14,0 kW	37,5 rpm	8,00 kW	1,70 kW	37,5 rpm	(2,00 x 2,00 x 2,00) m	(2,00 x 2,00 x 2,00) m	(2,00 x 2,00 x 2,00) m
DATOS TÉCNICOS											

SISTEMA DE ELIMINACIÓN DE OLORES: BIORREACTOR Y DECANTADOR			
AUTOR	FECHA 1ª EDICIÓN	NOMBRE DEL PLANO	REVISIÓN
IGNACIO MARTÍN	20 / 03 / 2019	P&ID-01-BIO	07

A.3. LISTADOS DE PROCESO

A continuación, se muestran los listados del proceso en el siguiente orden:

- Listado de tuberías
- Listado de equipos
- Listado de válvulas
- Listado de instrumentación

A.3.1. Listado de tuberías

Nombre línea	Tag línea	DN (")	Desde	Hacia	Fluido	Fase de línea	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Temperatura de diseño (°C)	PN (bar)	Presión de prueba (bar)	Diámetro interno (mm)	Espesor de tubería (mm)	Caudal max. (m³/h)
L-0001-10"	10-GB-L0001	10	Gases a tratar	S-101	Gases betún	Vapor	45,0	4,00	65,0	6,00	10,0	263	4,78	1560
L-0003-10"	10-GB-L0003	10	S-101	L-0005	Gases betún	Vapor	25,0	2,00	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1545
L-0004-3"	3-N-L0004	3	Utility nitrógeno	L-0005	Nitrógeno	Vapor	25,0	13,7	45,0	25,0	40,0	82,5	3,18	193
L-0005-10"	10-GB-L0005	10	L-0003/4	L-0007	Gases betún	Vapor	25,0	2,00	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1545
L-0006-10"	10-AI-L0006	10	Atmósfera	L-0007	Aire	Vapor	25,0	2,00	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1545
L-0007-10"	10-GA-L0007	10	L-0005/6	K-101	Aire/gases betún	Vapor	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1560
L-0008-10"	10-GA-L0008	10	K-101	E-101	Aire/gases betún	Vapor	25,0	1,50	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1032
L-0008B-10"	10-GA-L0008	10	L-0008	L-0009	Aire/gases betún	Vapor	25,0	1,50	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1032
L-0009-10"	10-GA-L0008B	10	E-101	R-101	Aire/gases betún	Vapor	25,0	1,50	45,0	4,00	10,0	263	4,78	1032
L-1101-0'75"	0.75-AR-L1101	3/4	Torre refrigeración	E-101	Agua refrigeración	Líquido	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	20,9	2,87	0,656
L-1102-0'75"	0.75-AR-L1102	3/4	E-101	Torre refrigeración	Agua refrigeración	Líquido	48,0	1,00	45,0	4,00	10,0	20,9	2,87	0,656
L-1001	X-AA-L1001	-	BP	L-1003/10	Agua BP	Líquido	25,0	1,80	-	-	-	-	-	Q emisorio

Nombre línea	Tag línea	DN (")	Desde	Hacia	Fluido	Fase de línea	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Temperatura de diseño (°C)	PN (bar)	Presión de prueba (bar)	Diámetro interno (mm)	Espesor de tubería (mm)	Caudal max. (m³/h)
L-1002A-1'5"	1.5-AD-L1002A	1-1/2	T-202	P-101	Nutrientes	Líquido	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43
L-1002B-1'5"	1.5-AD-L1002B	1-1/2	P-101	L-1004	Nutrientes	Líquido	25,0	2,80	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43
L-1003-2'5"	2.5-AA-L1003	2-1/2	L-1001	L-1020	Agua PB	Líquido	25,0	1,80	45,0	4,00	10,0	62,7	5,16	13,9
L-1004-5"	5-AD-L1004	5	L-1002B/20	R-101	Nutrientes	Líquido	25,0	2,00	45,0	4,00	10,0	132	4,78	47,8
L-1005-5"	5-AL-L1005	5	R-101	D-101	Agua lodo	Líquido/sólido	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	132	4,78	67,2
L-1006-5"	5-AT-L1006	5	D-101	P-102	Agua tratada	Líquido	25,0	1,10	45,0	4,00	10,0	132	4,78	47,4
L-1007-5"	5-AT-L1007	5	P-102	L-1008/9	Agua tratada	Líquido	25,0	3,00	45,0	6,00	10,0	132	4,78	47,4
L-1008-5"	5-AT-L1008	5	L-1007	L-1020	Agua tratada	Líquido	25,0	3,00	45,0	6,00	10,0	132	4,78	47,4
L-1009-5"	5-AT-L1009	5	L-1007	L-1011	Agua tratada	Líquido	25,0	3,00	45,0	6,00	10,0	132	4,78	47,4
L-1010	X-AA-L1010	-	L-1001	L-1011	Agua BP	Líquido/sólido	25,0	1,80	-	-	-	-	-	Q emisorio
L-1011	X-AA-L1011	-	L-1009/10	Emisario	Agua BP/tratada	Líquido	25,0	1,80	-	-	-	-	-	Q emisorio
L-1012-1,5"	1.5-AD-L1012	1-1/2	T-203	L-1014	Antiespumante	Líquido	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43
L-1013-1,5"	1.5-AD-L1013	1-1/2	T-204	L-1014	Enmascarador	Líquido	25,0	1,00	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43

Nombre línea	Tag línea	DN (")	Desde	Hacia	Fluido	Fase de línea	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Temperatura de diseño (°C)	PN (bar)	Presión de prueba (bar)	Diámetro interno (mm)	Espesor de tubería (mm)	Caudal max. (m ³ /h)
L-1014-1,5"	1.5-AD-L2014	1-1/2	L-1012/13	P-104	Antiespumante/ enmascarador	Líquido	25,0	3,80	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43
L-1015-1,5"	1.5-AD-L1015	1-1/2	P-104	Difusores superiores R-101	Antiespumante/ enmascarador	Líquido	25,0	3,80	45,0	4,00	10,0	34,8	3,68	3,43
L-1016-3"	3-AL-L1016	3	D-101	P-103	Agua lodo	Líquido	25,0	1,30	45,0	4,00	10,0	81,0	3,96	19,3
L-1017-3"	3-AL-L1017	3	P-103	L-1018/19	Agua lodo	Líquido	25,0	1,40	45,0	4,00	10,0	81,0	3,96	19,3
L-1018-0,5"	0.5-AL-L1018	1/2	L-1017	Purga lodo	Agua lodo	Líquido	25,0	1,40	45,0	4,00	10,0	13,8	3,73	0,67
L-1019-3"	3-AL-L1019	3	L-1017	R-101	Agua lodo	Líquido	25,0	1,40	45,0	2,50	4,0	81,0	3,96	18,7

A.3.1. Listado de equipos

Equipo	Zona planta	P&ID	Descripción
S-101	Proceso 0	P&ID-01-P0	Separador de condensables en corriente de gases
P-001	Proceso 0	P&ID-01-P0	Bomba centrífuga
K-101	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Compresor centrífugo
E-101	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Intercambiador tubo carcasa
R-101	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Reactor biológico
D-101	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Decantador
P-101	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Bomba persitáltica
P-102	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Bomba centrífuga
P-103	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Bomba centrífuga
P-104	Tratamiento biológico	P&ID-01-BIO	Bomba persitáltica

A.3.2. Listado de válvulas

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (")	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
VA-101-01	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	2.5-AA-L1003	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	2,5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-02	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	1.5-AD-L1012	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	1,5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-03	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	1.5-AD-L1013	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	1,5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-04	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	10-GB-L0003	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Variable	GENEBRE	2036 18	Nueva
VA-101-05	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	3-N-L0004	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	3	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-06	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	3-AL-L1006	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	3	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-07	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	5-AT-L1009	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-08	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	5-AT-L1008	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva
VA-101-09	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	0.5-AL-L1018	Acero al Carbono WCB A216	PTFE + 25% Grafito	0,5	IV	Variable	GENEBRE	5626A	Nueva

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (“)	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
VA-101-10	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	10-GA-L0010	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Variable	GENEBRE	2036 18	Nueva
VA-101-11	P&ID-01-BIO	Automática	Válvula de bola	0.75-AR-L1101	Acero al Carbono A105	-		IV		GENEBRE	2232A 05	Nueva
VM-101-01	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	2.5-AA-L1003	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	2,5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 10	Nueva
VM-101-02	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	1.5-AD-L1002A	Acero al Carbono A105	-	1,5	IV	Abierta	GENEBRE	2232A 08	Nueva
VM-101-03	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	1.5-AD-L1002B	Acero al Carbono A105	-	1,5	IV	Abierta	GENEBRE	2232A 08	Nueva
VM-101-04	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AD-L1004	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-05	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GB-L0003	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-06	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	3-N-L0004	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	3	IV	Abierta	GENEBRE	5626A	Nueva
VM-101-07	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GB-L0005	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (“)	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
VM-101-08	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-AI-L0006	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-09	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-AI-L0006	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-11	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de tapón	5-AL-L1005	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-12	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AT-L1006	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-13	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AT-L1007	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-14	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AT-L1009	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Cerrada	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-15	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AT-L1008	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva
VM-101-16	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	5-AT-L1008	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	5	IV	Abierta	GENEBRE	2102 13	Nueva

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (")	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
VM-101-17	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	3-AL-L1016	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	3	IV	Abierta	GENEBRE	2102 11	Nueva
VM-101-18	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	3-AL-L1017	Ductile Iron EN-GJS-500 + Epoxy Coating	-	3	IV	Abierta	GENEBRE	2102 11	Nueva
VM-101-19	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	0.5-AL-L1018	Acero al Carbono A105	-	0,5	IV	Abierta	GENEBRE	2232A 04	Nueva
VM-101-20	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	5-AT-L1007B	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Abierta	GENEBRE	5626A	Nueva
VM-101-21	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	5-AT-L1007B	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Abierta	GENEBRE	5626A	Nueva
VM-101-22	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	5-AT-L1007	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Abierta	GENEBRE	5626A	Nueva
VM-101-23	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GA-L0008	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-24	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	1.5-AD-L1015	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	1,5	IV	Abierta	GENEBRE	5626A	Nueva
VM-101-25	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	Conexión R-101	Acero al Carbono WCB	PTFE + 25% Grafito	5	IV	Cerrada	GENEBRE	5626A	Nueva

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (“)	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
VM-101-26	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GA-L0008	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-27	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GA-L0008B	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Cerrada	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-28	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de bola	10-GA-L0009	Acero Carbono DIN ST-37	PTFE + Grafito	10	IV	Abierta	GENEBRE	2036 18	Nueva
VM-101-29	P&ID-01-BIO	Manual	Válvula de compuerta	0.75-AR-L1102	Acero al Carbono A105	-	0,75	IV	Abierta	GENEBRE	2232A 05	Nueva
CV-101-01	P&ID-01-BIO	Automática de regulación	Válvula de globo	10-AI-L0006	WCC Carbon Steel	Stainless Steel A316	10x8	IV	Variable	FISHER	EW D1000 2X012	Nueva
CV-101-02	P&ID-01-BIO	Automática de regulación	Válvula de globo	10-GA-L0007B	WCC Carbon Steel	Stainless Steel A316	10x8	IV	Variable	FISHER	EW D1000 2X012	Nueva
AR-101-01	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	2.5-AA-L1003	Hierro Fundido GG-25	-	2,5	-	-	GENEBRE	AR-101-01	P&ID-01-BIO
AR-101-02	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	5-AD-L1004	Hierro Fundido GG-25	-	5	-	-	GENEBRE	AR-101-02	P&ID-01-BIO
AR-101-03	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	CON. L-1004	Hierro Fundido GG-25	-	3	-	-	GENEBRE	AR-101-03	P&ID-01-BIO

TAG Válvula	P&ID	Actuación	Descripción	Línea	Material cuerpo	Material asiento	Diámetro (“)	Shutoff Class	Posición	Fabricante	Modelo	Estado
AR-101-04	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	10-GB-L0003	Hierro Fundido GG-25	-	10	-	-	GENEBRE	AR-101-04	P&ID-01-BIO
AR-101-05	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	3-N-L0004	Hierro Fundido GG-25	-	3	-	-	GENEBRE	AR-101-05	P&ID-01-BIO
AR-101-06	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	10-AI-L0006	Hierro Fundido GG-25	-	10	-	-	GENEBRE	AR-101-06	P&ID-01-BIO
AR-101-07	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	10-GA-L0008	Hierro Fundido GG-25	-	10	-	-	GENEBRE	AR-101-07	P&ID-01-BIO
AR-101-08	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	5-AT-L1007	Hierro Fundido GG-25	-	5	-	-	GENEBRE	AR-101-08	P&ID-01-BIO
AR-101-09	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	5-AT-L1009	Hierro Fundido GG-25	-	5	-	-	GENEBRE	AR-101-09	P&ID-01-BIO
AR-101-10	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	5-AT-L1008	Hierro Fundido GG-25	-	5	-	-	GENEBRE	AR-101-10	P&ID-01-BIO
AR-101-11	P&ID-01-BIO	-	Wafer Doble disco	3-AL-L1019	Hierro Fundido GG-25	-	3	-	-	GENEBRE	AR-101-11	P&ID-01-BIO

A.3.3. Listado de instrumentación

TAG Instrumento	P&ID	Descripción	Ubicación	Tipo Instrumento	Fabricante	Modelo	Material	Estado
AI-101-01A	P&ID-01-BIO	Detector explosividad	10-GB-L0003	Infrared Combustible Gas Sensor	<i>Rosemount</i>	SC311	<i>316 Stainless Steel</i>	New
AI-101-01B	P&ID-01-BIO	Detector explosividad	10-GB-L0003	Infrared Combustible Gas Sensor	<i>Rosemount</i>	SC312	<i>316 Stainless Steel</i>	New
EI-101-04	P&ID-01-BIO	Detector nivel espuma	R-101	Electrode Rod	<i>Vega</i>	EL 1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
FT-101-01	P&ID-01-BIO	Medidor de caudal	5-AD-L1004	Coriolis	<i>Emerson</i>	CMF400M/A	<i>316 Stainless Steel</i>	New
FT-101-02	P&ID-01-BIO	Medidor de caudal	10-GA-L0007	Coriolis	<i>Emerson</i>	CMFHC3M/Y	<i>316 Stainless Steel</i>	New
FT-101-03	P&ID-01-BIO	Medidor de caudal	3-AL-L1016	Coriolis	<i>Emerson</i>	R-300S	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-01	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-01	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-02	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-02	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New

TAG Instrumento	P&ID	Descripción	Ubicación	Tipo Instrumento	Fabricante	Modelo	Material	Estado
GO-101-03	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-03	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-04	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-04	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-05	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-05	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-06	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-06	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-07	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-07	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-08	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-08	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-09	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-09	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-10	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-10	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
GO-101-11	P&ID-01-BIO	Final de carrera válvula automática	AV-101-11	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New

TAG Instrumento	P&ID	Descripción	Ubicación	Tipo Instrumento	Fabricante	Modelo	Material	Estado
GO-101-12	P&ID-01-BIO	Final de carrera disco de ruptura	RD-101-01	Final de carrera válvula de paso	<i>Assured Automation</i>	SO7020N-1	<i>316 Stainless Steel</i>	New
ILT-101-01	P&ID-01-BIO	Medidor de nivel interfase	D-101	<i>Guided Wave Radar</i>	<i>Rosemount</i>	3302	<i>316 Stainless Steel</i>	New
LLS-102-01	P&ID-01-BIO	Interruptor Bajo Nivel	T-102	<i>Vibrating Fork Liquid Level Switch</i>	<i>Rosemount</i>	2120	<i>316 Stainless Steel</i>	New
LLS-103-01	P&ID-01-BIO	Interruptor Bajo Nivel	T-103	<i>Vibrating Fork Liquid Level Switch</i>	<i>Rosemount</i>	2120	<i>316 Stainless Steel</i>	New
LLS-104-01	P&ID-01-BIO	Interruptor Bajo Nivel	T-104	<i>Vibrating Fork Liquid Level Switch</i>	<i>Rosemount</i>	2120	<i>316 Stainless Steel</i>	New
LT-101-02	P&ID-01-BIO	Medidor de nivel	D-101	<i>Guided Wave Radar</i>	<i>Rosemount</i>	3301	<i>316 Stainless Steel</i>	New
LT-101-05	P&ID-01-BIO	Medidor de nivel	R-101	<i>Vibrating Fork Liquid Level Switch</i>	<i>Rosemount</i>	2120	<i>316 Stainless Steel</i>	New
O2I-101-02	P&ID-01-BIO	Medidor de oxígeno disuelto	R-101	Sensor amperométrico	<i>Rosemount</i>	499ADO	<i>EPDM + 316 SS</i>	New
PHI-101-03	P&ID-01-BIO	Phmetro	R-101	Medida de pH	<i>Rosemount</i>	3900VP pH	<i>Glass EPDM + 316 SS</i>	New

TAG Instrumento	P&ID	Descripción	Ubicación	Tipo Instrumento	Fabricante	Modelo	Material	Estado
PI-101-01	P&ID-01-BIO	Medidor presión	10-GA-L0008	Diafragma	<i>Rosemount</i>	3051PG	<i>316L Stainless Steel</i>	New
PI-101-02	P&ID-01-BIO	Medidor presión	5-AT-L1007	Diafragma	<i>Rosemount</i>	3051PG	<i>316L Stainless Steel</i>	New
PI-101-03	P&ID-01-BIO	Medidor presión	3-AL-L1017	Diafragma	<i>Rosemount</i>	3051PG	<i>316L Stainless Steel</i>	New
PI-101-04	P&ID-01-BIO	Medidor presión	0.75-AR-L1101	Diafragma	<i>Rosemount</i>	3051PG	<i>316L Stainless Steel</i>	New
TI-102-01	P&ID-01-BIO	Medidor de temperatura	K-101	Termoresistencia	<i>Rosemount</i>	215-01-080	<i>Alloy X750</i>	New
TI-102-02	P&ID-01-BIO	Medidor de temperatura	P-102	Termoresistencia	<i>Rosemount</i>	215-01-080	<i>Alloy X750</i>	New
TI-101-03	P&ID-01-BIO	Medidor de temperatura	10-GA-L0008	Termoresistencia	<i>Rosemount</i>	214C RTD	<i>321 Stainless Steel</i>	New
TI-103-01	P&ID-01-BIO	Medidor de temperatura	P-103	Termoresistencia	<i>Rosemount</i>	215-01-080	<i>Alloy X750</i>	New

TAG Instrumento	P&ID	Descripción	Ubicación	Tipo Instrumento	Fabricante	Modelo	Material	Estado
VPS-101-01	P&ID-01-BIO	Sensor de posición válvula de regulación	10-AI-L0006	<i>Electro-Pneumatic Transducer</i>	<i>Rosemount</i>	846	<i>A351 CF8M</i>	New
CV-101-01	P&ID-01-BIO	Controlador válvula regulación	10-AI-L0006					
CV-101-02	P&ID-01-BIO	Controlador válvula regulación	10-GA-L0007B	<i>Electro-Pneumatic Transducer</i>	<i>Rosemount</i>	846	<i>A351 CF8M</i>	New
VPS-101-02	P&ID-01-BIO	Sensor de posición válvula de regulación	10-GA-L0007B					

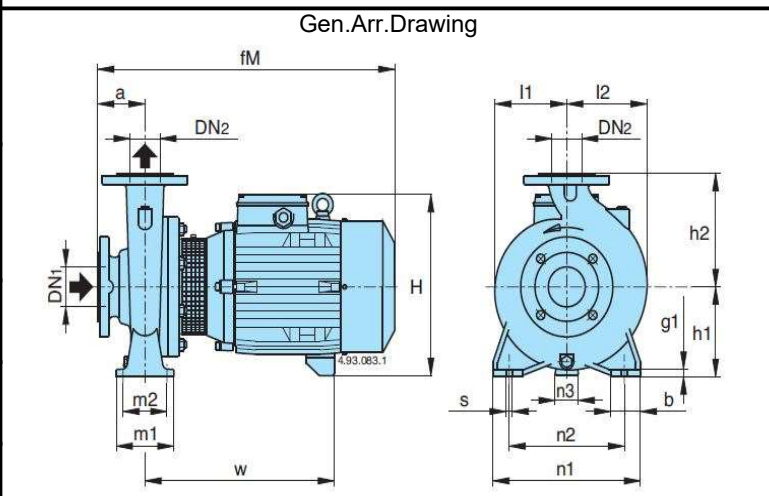
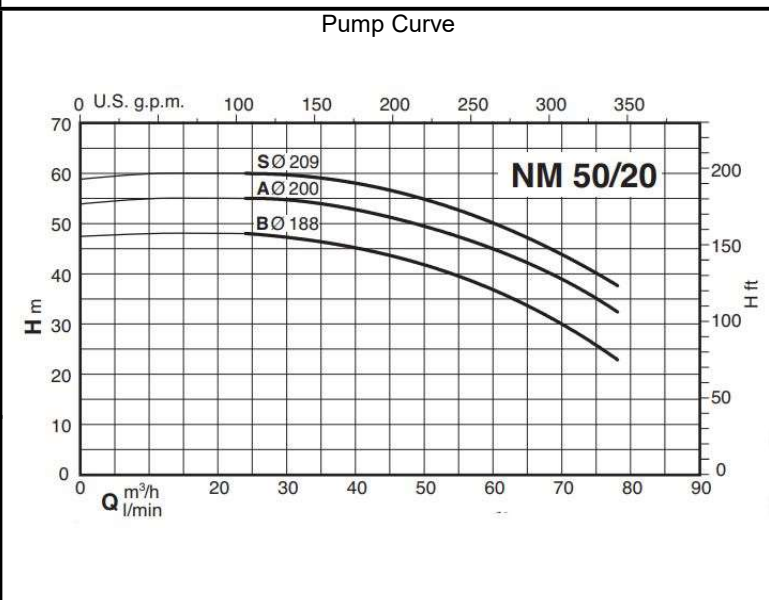
A.4. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN

A continuación, se muestran las hojas de especificaciones de equipo del proceso en el siguiente orden:

- Bomba centrífuga P-102
- Bomba centrífuga P-103
- Compresor K-101
- Intercambiador E-101
- Biorreactor R-101

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

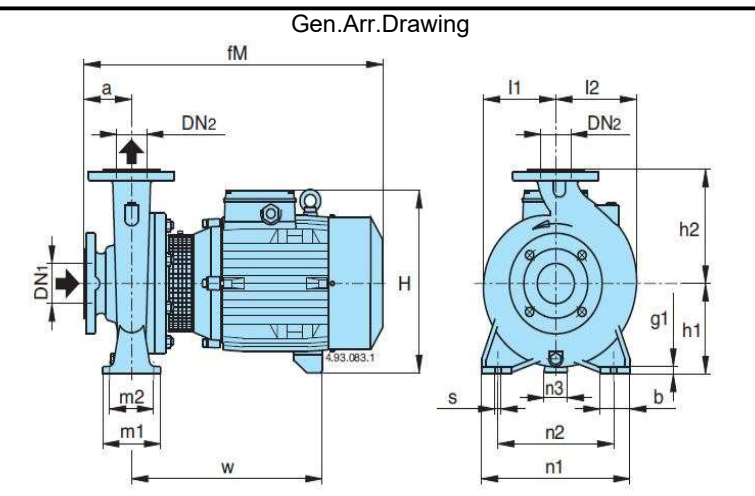
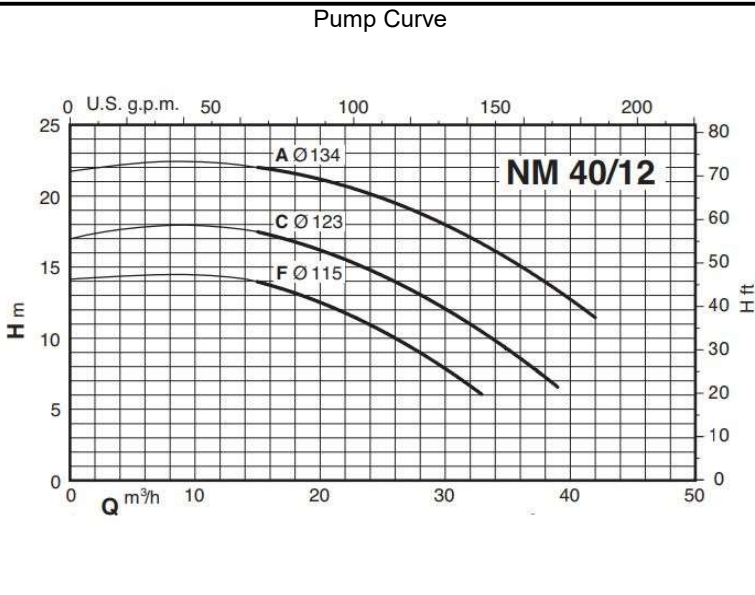
1	GENERAL				Manufacturer : CALPEDA							
2	Type: NM				Model: NM 50/20							
3	Item No. P-102				No. of pumps required: 1				Code: EN 733 (UNI 7467)			
5	Liquid pumped: WATER											
6	Pumping Temp.(P.T) :				25,0 °C							
7	Density at P.T. :				1000 kg/m ³							
8	Vapor Press. at P.T.:				3,24E-02 kg/cm ²							
9	Viscosity at P.T. :				8,91E-04 Pa·s							
10	Capacity											
11	Normal				36.5 m ³ /h							
12	Max.				47.4 m ³ /h							
13	Suction Pressure (eff.) :				1.12 kg/cm ² g							
14	Discharge Pressure (eff.)				5.42 kg/cm ² g							
15	Differential Pressure				4.22 kg/cm ²							
16	Differential Head				42.3 m.l.c.							
17	N.P.S.H.Avail.				11.2 m.w.c							
18	Design Temperature				45.0 °C							
19	Max.Allow.working press.(eff)				10.2 kg/cm ² g							
20	N.P.S.H.Req.(water)				2.40 m.w.c							
21	Rot.freq.				2900 rpm							
22	Power at Shaft				8.00 kW							
23	Efficiency				70.0 %							
24	Min.Cont.flow				24.0 m ³ /h							
25	Arrangement				axial suction radial delivery on top							
26	Impeller diameter				188 mm							
27	Number of Stages				1							
28	Cooling consumption:				0 m ³ /s							
29	Bearings											
30	Type				Thrust							
31	Lubrication				Not specified							
32	Coupl.											
33	Type				Close-coupled							
34	Lubr.:				Not specified							
35	Nozzles		Mark	Nº	Dia.	Rating						
36	Suction			1	131.74	125						
37	Discharge			1	131.75	125						
38	Vents/Drains			0	-	-						
39	Water Cooling			0	-	-						
40	Mechanical Seal											
41	Manufr. CALPEDA											
42	Type Nº Not specified											
43	Classification code acc. AF Not specified											
44	Stuffing box packing				Not specified							
45	Stuffing box pressure (eff.)				Not specified kg/cm ² g							
46	Lip Seal				Not specified							
47	Casing and Cover				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
48	Shaft				Cr-Ni steel AISI 303							
49	Impeller				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
50	Shaft sleeves				Cr-Ni steel AISI 303							
51	Casing / Impeller Wear Rin				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
52	E-motor											
53	Installed Power				9.20 kW							
54	Frequency				50.0 Hz							
55	Turbine											
56	Connection											
57	Hidrostatic test				Not specified kg/cm ² g							
58	NPSH test				Not specified m.w.c							
59	Weight of Pump				100 kg							
60	Driver weight				Not specified kg							
61												
62												
63												
64												
65												
66												
3	11-jun	C. Barry	C. Barry									
2	05-jun	C. Barry	I. Martín									
1	08-may	C. Barry	C. Barry									
REV.	DATE	PREP.	APPR.									



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

1	GENERAL				Manufacturer : CALPEDA							
2	Type: NM				Model: NM 40/12							
3	Item No. P-103				No. of pumps required: 1				Code: EN 733 (UNI 7467)			
5	Liquid pumped: WATER											
6	Pumping Temp.(P.T) :				25,0 °C							
7	Density at P.T. :				1000 kg/m ³							
8	Vapor Press. at P.T.:				3,24E-02 kg/cm ²							
9	Viscosity at P.T. :				8,91E-04 Pa·s							
10	Capacity											
11	Normal				14.88 m ³ /h							
12	Max.				19.34 m ³ /h							
13	Suction Pressure (eff.) :				2.04 kg/cm ² g							
14	Discharge Pressure(eff.)				4.07 kg/cm ² g							
15	Differential Pressure				1.99 kg/cm ²							
16	Differential Head				20.3 m.l.c.							
17	N.P.S.H.Avail.				20.4 m.w.c							
18	Design Temperature				45.0 °C							
19	Max.Allow.working press.(eff)				10.2 kg/cm ² g							
20	N.P.S.H.Req.(water)				1.00 m.w.c							
21	Rot.freq.				2900 rpm							
22	Power at Shaft				1.70 kW							
23	Efficiency				68.0 %							
24	Min.Cont.flow				12.0 m ³ /h							
25	Arrangement				axial suction radial delivery on top							
26	Impeller diameter				134 mm							
27	Number of Stages				1							
28	Cooling consumption:				0 m ³ /s							
29	Bearings											
30	Type				Thrust							
31	Lubrication				Not specified							
32	Coupl.											
33	Type				Close-coupled							
34	Lubr.:				Not specified							
35	Nozzles		Mark	Nº	Dia.	Rating						
36	Suction			1	82.54	80						
37	Discharge			1	82.54	80						
38	Vents/Drains			0	-	-						
39	Water Cooling			0	-	-						
40	Mechanical Seal											
41	Manufr. CALPEDA											
42	Type Nº Not specified											
43	Classification code acc. AF Not specified											
44	Stuffing box packing				Not specified							
45	Stuffing box pressure(eff.)				Not specified kg/cm ² g							
46	Lip Seal				Not specified							
47	Casing and Cover				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
48	Shaft				Cr-Ni steel AISI 303							
49	Impeller				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
50	Shaft sleeves				Cr-Ni steel AISI 303							
51	Casing / Impeller Wear Rin				Cast iron (GJL 200 EN 1561)							
52	E-motor											
53	Installed Power				2.20 kW							
54	Frequency				50.0 Hz							
55	Turbine											
56	Connection											
57	Hidrostatic test				Not specified kg/cm ² g							
58	NPSH test				Not specified m.w.c							
59	Weight of Pump				32.0 kg							
60	Driver weight				Not specified kg							
61												
62												
63												
64												
65												
66												
3	11-jun	C. Barry	C. Barry									
2	05-jun	C. Barry	I. Martín									
1	08-may	C. Barry	C. Barry									
REV.	DATE	PREP.	APPR.									



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Químic
 Departament d'Enginyeria Químic

CENTRIFUGAL COMPRESSOR DATA SHEET

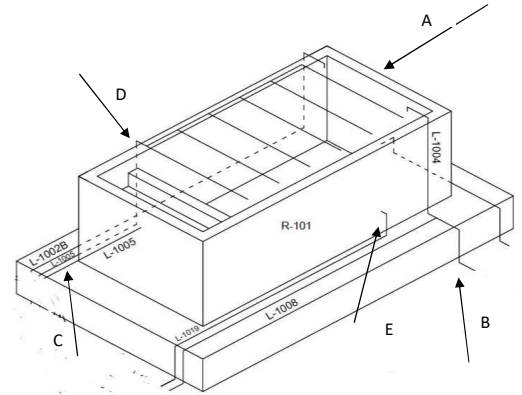
1	GENERAL				Item: K-101	
2	Service: Gas compression					
3	Manufacturer: Unknown					
4	Quantity: 1					
5	Type: Centrifugal				Model:	
6	Vapor or Gas Handled				<p align="center">Drawing</p>	
7	Component 1	Air	100	%		
8	Component 2			%		
9	Component 3			%		
10	Component 4			%		
11	Molecular wt.	28,95		kg/kmol		
12	Density	1,205		kg/m ³		
13	Viscosity	0,0182		Cp		
14	Critical Press. (eff.)			kg/cm ²		
15	Critical Temp.			°C		
16	Specific heat ratio (Cp/Cv)	1,4				
17	Compressibility factor	0,9996				
18	Suction Conditions					
19	Weight Flow	1879,8		kg/h		
20	Volume Flow	1560		Nm ³ /h		
21	Pressure	1,019		kg/cm ²		
22	Temperature	20,0		°C		
23						
24	Discharge Conditions					
25	Pressure	1,649		kg/cm ²		
26	Dif. Pressure	0,630		kg/cm ²		
27	Estim.Mechanical Efficiency	0,85		%		
28	Power (including Gear Loss)	31,33		kW		
29	Rot. freq.	Unknown		s ⁻¹		
30	DESIGN DATA					
31	Surge at capacity			%		
32	Number of Stages	1				
33	Code					
34	Case Design Pressure			kg/cm ²		
35	Impeller Type					
36	Diameter			mm		
37	Seal Type					
38	Lubrication System:					
39	Cooling Water Required on:	5Casing; <input type="checkbox"/> Stuffing Box; <input type="checkbox"/> 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76				
40	Hydrostatic Test Pressure (eff.)			kg/cm ²		
41	MATERIALS					
42	Casing & Covers:	Thick. / Dia.	Mat. Class			
43	Shaft:	mm	Carbon steel			
44	Shaft Sleeves:	mm	Carbon steel			
45	Impeller Hubs & Covers:	mm	Carbon steel			
46	Impeller Vanes:	mm	Carbon steel			
47	Intercooler:					
48	Aftercooler					
49	NOZZLES				<p>NOTES: Both the drawing and performance curve of the centrifugal compressor have been obtained bibliographically and do not represent the designed compressor. Obtained from W. L., McCabe, J.C., Smith, P., Harriot, <i>Unit Operations of Chemical Engineering</i>, 5th Ed., Mc-Graw-Hill, New York, 1993.</p>	
50	Service	Mark	Nº	Size		Rating
51	Suction	A	1	234,9		250
52	Discharge	B	1	234,9		250
53	Cooling Water	C	0	-		-
54		D				
55		E				
56		F				
57	UTILITIES				<p align="center">Performance Curve</p>	
58	Steam (Driver)					
59	Pressure					kg/cm ²
60	Temperature					°C
61	Electricity (Motor Driver)					
62	Mechanical Data:					
63	Estimated Power Req'd:					kW
64	Proposed Motor Size					kW
65	Rot. freq.					s ⁻¹
66	Electrical Data:					
67	Voltage					V
68	Phase					
69	Frequency					Hz
70	Full load Current					A
71	Cooling Water					
72	Temp.Inlet				°C	
73	Temp.Outlet				°C	
74	Pressure, Normal				kg/cm ²	
75	Design				kg/cm ²	
76	MISCEL.				<p>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química</p>	
77	Wt. of Compressor (Less Base)			kg		
78	Wt. of Driver			kg		
79						
80	2	06-may	C. Barry	C. Barry		
81	1	25-may	C. Barry	I. Martín		
82	REV.	DATE	PREP.	APPR.		

HEAT EXCHANGER DATA SHEET

1	ITEM No.: E-101				
2	Service: Gas cooling				
3	Type: BEM	Position: Horizontal		Total surface / unit: 10,4 (m ²)	
4	No. Shell: 1				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6		Shell side		Tube side	
7		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
8	Fluid name	Treatment gases		Cooling water	
9	Fluid total flow	0,5222		0,1811	
10	Vapour	0,5222	0,5222	0	0
11	Liquid	0	0	0,1811	0,1811
12	Steam	0	0	0	0
13	Temperature	70,94	44,2	25	42,13
14	Density (L/V)	1,82	1,96	994	977
15	Viscosity (L/V)	0,0206	0,0194	0,9125	0,6447
16	Vapour molecular weight	28,95	28,95	-	-
17	Specific heat (L/V)	1,006	1,005	4,524	4,524
18	Thermal conductivity (L/V)	0,0292	0,0273	0,6063	0,6285
19	Inlet pressure	1,51291		1	
20	Velocity (allowable / calculated)	6,51	6,76	0,01	0,01
21	Pressure drop (allowable / calculated)	0,3	0,01291	0,3	0,01151
22	Fouling resistance	0,001		0,002	
23	Heat exchanged:	14			
24	Heat transfer rate (kW/m2.K)	Fouled: 56,8		Clean: 71,2	
25	CONSTRUCTION PER SHELL				
26	Codes:	Shell side	Tube side	Code requirements:	ASME Code Sec VIII Div 1
27	Design pressure kg/cm ²	8	8		TEMA class R-refinery service
28	Design temperature °C	110	85		
29	No. of passes	1	1		
30	Stress relief	-	-		
31	Radiograph.	-	-		
32	Corrosion allowance mm	3,18	3,18		
33		Service	Mark	Dia.	Rating
34	Nozzles	Tube side in.	T1	19,05	20
35		Tube side out.	T2	19,05	20
36		Shell side in.	S1	234,9	250
37		Tube side out.	S2	234,9	250
38	MATERIALS			SKETCH	
39		OD (mm)	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
40	Shell:	300	16,76	Carbon s.	
41	Channel:			Carbon s.	
42	Tubesheets:	Stationary		Carbon s.	
43	Baffles: n° / mat.		12	Carbon s.	
44	Baffles spacing:	152,4 mm.			
45					
46	Tubes:				
47	N°	72			
48	OD	19,05 mm.			
49	Tks. avg:	2,11 mm.			
50	Length	2500 mm.			
51	Pitch:	23,81 mm.(90°) □◇△◁			
52					
53	NOTES:				
54					
55					
56					
2		06-jun	C. Barry	I. Martín	
1		25-may	C. Barry	C. Barry	
REV.		DATE	PREP.	APPR.	
					UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química

VERTICAL TANK DATA SHEET

1	GENERAL				
2	Item: Reactor R-101				
3	Service:				
4	Type of roof: Abierto a atmosfera				
5	Capacity: 6'667 m3				
6	OPERAT. COND.		1,03	kg/cm2 g	
7	Operating Pressure		25	°C	
8	Operating Temperature		997	kg/m ³	
9	Liquid Density		47,87	m3/h	
10	Inlet flow		67,18	m3/h	
11	Outlet flow				
12	DESIGN DATA		87	kg/cm2 g	
13	Design Pressure (eff.)		25-28	% B	
14	Useful volume		500	°C	
15	Design Temperature			mm	
16	Wall thickness		Hormigon Armado HA-40		
17	Material		4,1	m	
18	High		10	m	
19	Wide		16,26	m	
20	Length				
21	Stress Relieve:			X	No
22	Insulation: <input type="checkbox"/> Yes Thickness (mm.):			X	No
23	Fireproofing: <input type="checkbox"/> Yes Grade: <input type="checkbox"/> Yes			X	No
24	Sandblast: <input type="checkbox"/> Yes			X	No
25	Paint: <input type="checkbox"/> Yes Parts:			X	No
26	Agitation by diffusers			X	Yes
27	Aire feed		1.492	m3/h	
28	Oxic zone surface		150	m2	
29	Oxic zone volume		600,00	m3	
30	AUXILIARY ELEMENTS		Number	Type	
31	Number of diffusers		-	difusores de procelana	
32	Shell course				
33	8				
34	7				
35	6				
36	5				
37	4				
38	3				
39	2				
40	1				
41	NOZZLES		Service	Mark	No.
42	Agua de Planta Aseas		A	L1004	5
43	Recirculación		B	L1019	3
44	Salida a Decantador		C	L1005	5
45	Antiespumante		D	L1002B	1,5
46	Gases proceso y Aire		E	L0009	10
47			F		
48			G		
49			H		
50			I		
51			J		
52			K		
53			L		
54			M		
55			N		
56	NOTES:				
57					
58					
59					
60					
61					
62	1		11-jun	P. Nuñez	P. Nuñez
63	REV.		DATE	PREP.	APPR.
64					



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

A.5. CÁLCULOS DEL DISEÑO DEL REACTOR Y DECANTADOR

A.5.1. Datos de partida

Tenemos los caudales medio y máximo diarios, la DBO5 (en kg/día y en mg/l) a la entrada (DBO5_e) y la requerida a la salida (DBO5_{rs}), los sólidos en suspensión totales requeridos a la salida (SST salida).

Calculamos el rendimiento necesario de eliminación de DBO5:

$$n_{DBO5necesario} (\%) = \frac{DBO5_e - DBO5_{rs}}{DBO5_e} \cdot 100$$

Es un tratamiento carga media/baja a media, convencionalmente, cuyos parámetros típicos son: concentración M=2-3 kg/m³, carga másica Cm=0,15-0,5 (kgDBO5/kgmlss/día), fracción volátil de los MLSS=0.75, fracción de anoxia=0.25.

A.5.2. Cálculo de los volúmenes del reactor biológico

Se ajusta la carga másica para alcanzar el rendimiento necesario.

$$CV \left(\frac{kg \text{ DBO5}}{m^3 \cdot dia} \right) = Cm \cdot M$$

Para hallar el volumen necesario:

$$V_{nec}(m^3) = \frac{DBO5_e}{CV}$$

Y la masa de fangos en cuba:

$$M_{fangos}(kg) = V_{nec} \cdot M$$

El tiempo de retención hidráulico:

$$T_{ret} = \frac{V_{nec}}{Q}$$

Los volúmenes de zona óxica y anóxica son, teniendo en cuenta la fracción de anoxia (fx):

$$V_{ox}(m^3) = V_{nec} \cdot (1 - fx)$$

$$V_{anox}(m^3) = V_{nec} \cdot fx$$

Calculamos las DBO5 soluble, particulada y total del agua tratada, redondeando al alza:

$$DBO5_{soluble} \left(\frac{mg}{L} \right) = \frac{1}{\left(\frac{1}{DBO5_e} \right) + \left(24 \cdot \frac{1}{1000 \cdot Cm} \right)}$$

$$DBO5_{particulada} \left(\frac{mg}{L} \right) = \left(-(Cm^2) + 1,3 \cdot Cm + 0,13 \right) \cdot SST_{salida}$$

$$DBO5_{total} \left(\frac{mg}{L} \right) = DBO5_{soluble} + DBO5_{particulada}$$

De esta manera, calculamos el rendimiento real de eliminación de DBO5, que debe ser igual o mayor que el necesario:

$$nrealDBO5(\%) = \left(1 - \frac{DBO5_e}{DBO5_{total}}\right) \cdot 100$$

Ahora podemos calcular la producción de fango. La producción de fangos totales en exceso, según la

fórmula de Huisken, es:

$$Ft \left(\frac{kgMLSS}{dia}\right) = (1,2 \cdot Cm^{0,23}) \cdot DBO5_e \cdot nrealDBO5$$

La producción de fangos volátiles es:

$$Fvolátiles \left(\frac{kgMVSS}{dia}\right) = Ft \cdot fx$$

Y, finalmente, la edad del fango queda:

$$Edad (dias) = \frac{Mfangos}{Ft}$$

Que está comprendida entre 4 y 10 días, en el caso de fangos activos.

A.5.3. Recirculación de fangos

El Índice de Mohlman (IM) es un parámetro de sedimentabilidad que se calcula en ensayos de laboratorio. Se encuentra entre 140 y 160 mg/l.

Para calcular el caudal de recirculación, se escoge el porcentaje sobre el caudal Q:

$$\%neces = M \cdot \frac{IM}{1000 - (M \cdot IM)} * 100$$

Por lo que el caudal de recirculación es, que será equivalente al caudal de la bomba (Qbomba)

$$Qrecirc \left(\frac{m^3}{h}\right) = \frac{Qmed}{100} \cdot \%neces$$

$$Qbomba = Qrecirc$$

Finalmente, se escogen los diámetros de impulsión individual (Di), asegurando que la velocidad del fluido en tubería sea la adecuada:

$$Vi \left(\frac{m}{s}\right) = \frac{Qbomba}{3600 \cdot \pi \cdot \frac{Di^2}{4}}$$

A.5.4. Dimensiones del reactor biológico

Se calcula asegurando los necesarios tanto para la zona anóxica como para la óxica. El volumen necesario (V_{nec}) ya lo calculamos en el apartado 1.2, en el cálculo del volumen del reactor. También hemos calculado, en el apartado 1.2., los volúmenes necesarios de la zona óxica (V_{ox}) y la anóxica (V_{anox}). Para el reactor rectangular escogido, el diseño es el descrito a continuación.

A.5.5. Zona óxica y anóxica

Escogiendo la altura del agua (H), calculamos el ancho, redondeando al alza en las décimas:

$$Ancho(m) = \left(\frac{H}{3}\right)^{\frac{1}{2}}$$

La longitud:

$$L(m) = 3 \cdot A$$

Y la superficie real de la zona oxica:

$$Sox(m^2) = \frac{V_{ox}}{H}$$

Por lo que el volumen real total es:

$$V_{oxTotal} = A \cdot L \cdot H$$

Con la misma altura de agua que en la zona óxica (H), se calculan el ancho (A) y la longitud (L), redondeando al alza en las décimas, que valen lo mismo:

$$L(m) = A(m) = \left(\frac{V_{anox}}{H}\right)^{\frac{1}{2}}$$

Quedando el volumen total de la zona anóxica:

$$V_{anoxTotal}(m^3) = A \cdot L \cdot H$$

Finalmente, se suman los volúmenes reales de las zonas óxica y anóxica, para obtener el volumen total real:

$$V_{realTotal} = V_{anoxTotal} + V_{oxTotal}$$

Se recalcula la carga másica real, teniendo en cuenta los volúmenes totales reales del reactor:

$$CmReal \left(\frac{kg \text{ DBO5}}{kg \text{ MLSS} \cdot \text{día}} \right) = \frac{DBO5_e}{V_{realTotal} \cdot M}$$

A.5.6. Cálculo de oxigenación

El factor 'a' es un coeficiente estequiométrico que define la necesidad de O₂ para síntesis. Se mide en kg O₂ / kg DBO₅ eliminada, en función de la edad del fango. 'b' es un coeficiente cinético que define el desarrollo de la respiración endógena. Se mide en kg O₂ / kg MLSS / día, en función de la temperatura y la edad del fango.

Los coeficientes a y b están tabulados, según la carga másica, y con ello se ha obtenido una función de aproximación de las curvas de a y b respecto a la carga másica. Dichas funciones son:

$$a = 0,5652 \cdot Cm^2 - 0,7183 \cdot Cm + 0,7178$$

$$b = 0,0329 \cdot \ln(84,45 \cdot Cm)$$

La masa de fangos en zona óxica depende del tipo de reactor escogido, en este caso rectangular:

$$MfangosReact (kg) = VoxTotal \cdot M$$

Con la masa de fangos, calculamos las necesidades de respiración:

$$Nresp \left(\frac{kgO_2}{dia} \right) = Mfangos \cdot b$$

Por otra parte, hallamos las necesidades de síntesis

$$Nsint \left(\frac{kgO_2}{dia} \right) = DBO5_e \cdot a$$

Con lo que las necesidades medias teóricas quedan:

$$Nteóricas \left(\frac{kgO_2}{dia} \right) = Nresp + Nsint$$

Sabiendo que el coeficiente de necesidades máximas para la materia carbonada (C_{max}) vale 1.6, las necesidades máximas teóricas de O₂ son:

$$NmáxTeóricas \left(\frac{kgO_2}{h} \right) = \frac{Nresp + Nsint \cdot Cmax}{24}$$

El coeficiente global de cálculo depende de: el coeficiente T_p (vale 0.6 para difusores, y 0.9 para turbinas), el coeficiente T_t (que depende de la temperatura de cálculo), y el coeficiente T_d (que, a su vez, depende de C_s, que toma el valor de 9.03). De esta manera, obtenemos las necesidades máximas reales:

$$NmáxReal = T_p \cdot T_t \cdot T_d \cdot NmaxTeóricas$$

La oxigenación por difusores es la más común, y el difusor tipo habitual (para un cálculo estándar) es de membrana 9". Para estos difusores, el caudal máximo de aire por difusor no debe exceder de 4 m³/h. El caudal se ajusta con el número de difusores, y depende también de

otros coeficientes como transferencia de oxígeno ($TransO_2 = 28\%$), y contenido de oxígeno en el aire estándar ($ContO_2 = 0.28 \text{ kg/m}^3$):

$$\frac{Q_{\text{máxAire}}}{\text{Difusor}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = \frac{N_{\text{máxReal}}}{\frac{TransO_2}{100} \cdot ContO_2 \cdot NumDifus}$$

Otro dato muy importante a calcular es la contrapresión necesaria del equipo de aeración, que depende de la altura del agua (H):

$$\text{Contrapresion} = H + 1$$

A.5.7. Cálculo de la altura del reactor (h)

Para calcular la altura del reactor es necesario encontrar una altura que permita que las burbujas generadas por los difusores de los gases a tratar permitan la transferencia de materia necesaria para que se transmitan las partículas en el agua y así que los microorganismos puedan digerirlos. Este cálculo se basa en la Ley de Fick.

$$J_A = -p \cdot D_{AB} \cdot \nabla x_A$$

J_A ($\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$) se define como el flujo de masa de la especie A. Es la cantidad de A que se transfiere por unidad de tiempo y por unidad de área perpendicular

La ley de Fick es el modelo matemático que describe la transferencia molecular de masa, en sistemas o procesos donde puede ocurrir solo difusión o bien difusión más convección. Supongamos que su concentración varía con la posición a lo largo del eje X.

Para este cálculo se ha considerado condiciones unidimensionales con medio estacionario con densidad uniforme. Por lo tanto la Ley de Fick se puede resumir como:

$$N_{A,X} = C \cdot D_{AB} \cdot \frac{x_{A,s1} - x_{A,s2}}{L}$$

Desarrollando se obtiene la siguiente ecuación en la cual la C es la densidad constante:

$$N_{A,X} = \frac{D_{AB}}{L} \cdot (C_{A,s1} - C_{A,s2})$$

Donde $N_{A,X}$ es el flujo molar en $\text{kmol/s} \cdot \text{m}^2$. $C_{A,s1}$ y $C_{A,s2}$ son las concentraciones iniciales y finales respectivamente y L la longitud donde tiene lugar el cambio de concentración.

Para los valores de difusividad y de solubilidad en agua, como los componentes que forman el corriente gas a tratar contiene diferentes compuestos y la composición de estos puede variar, se ha tomado como referencia el H_2S , ya que es el principal causante del mal olor.

La difusividad tiene un valor de $1,61 \text{ cm}^2/\text{s}$ y la solubilidad un valor de $11,19 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{bar}$ para este componente en agua.

Las concentraciones molares del H_2S se pueden obtener a partir de la ecuación X.X. con la presión de entrada y la de columna de líquido y la solubilidad.

El parámetro a buscar es L, que en este caso es la altura del tanque, y se obtiene a partir de la siguiente ecuación.

$$L = \frac{D_{AB} \cdot (C_{A,s1} - C_{A,s2})}{N_{A,X}}$$

Para encontrar la concentración molar estimada de los componentes de entrada y salida se aplica siguiente ecuación, donde con la solubilidad y las presiones iniciales y finales se pueden calcular esas concentraciones:

$$C_{A,sx} = S_x \cdot P_x$$

Se obtiene un valor estimado de 33.57 kmol/m³ en la entrada y un valor de 11,19 en la salida. Para el flujo molar se ha considerado un valor de 9,12 kmol/s·m² una vez se han probado diferentes alturas y comparar los resultados de flujo molar de gases en líquidos con otros bibliográficos del libro *“Introduction to Heat Transfer by Frank P. Incropera (2006-04-07). 1656. de Frank P. Incropera”*

Finalmente se obtiene una altura de líquido del reactor de 4,1m

A.6. ESTUDIO HAZOP

Nodo: (1) Reactor de tratamiento biológico R-101 (incluyendo P-102, P-103, P-104)												
Intención: Al reactor se le alimenta una corriente de agua por recirculación proveniente del decantador D-101 mediante la bomba P-102, formando así un circuito cerrado. Además, el sensor de nivel LI-101-06 controla la VA-101-01 alimentando agua proveniente de BP con tal de compensar las pérdidas por evaporación en R-101. A R-101 se le aditiva una corriente de nutrientes mediante la bomba P-101. Al reactor R-101 se le aditiva una corriente de enmascarador o antiespumante mediante la bomba P-104 y mediante un sistema de aspersión.												
Diagrama: P&ID-BIO-01 REV.05												
Parámetro: Nivel												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más nivel	1. Error humano cerrando válvula VM-101-11.	1.1. Bloqueo salida reactor R-101 (por L-1005). Rebose R-101.	1.1.1. Sin consecuencias						1.1.1. Sensores de nivel ILT-101-01 y LT-101-02 en D-101.		
Menos	Menos nivel	2. Rotura conexión líneas fondo de tanque.	2.1. Fuga del contenido del tanque a través de la rotura en la conexión de la línea. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	2.1.1. Daño a personas	1			1	-	2.1.1. Sensor de nivel LI-101-05.		
				2.1.2. Daño a equipos	1			1	-			

Parámetro: Caudal												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No caudal de salida	3. Same As 1										
		4. No caudal al rebosadero de R-101.	4.1. No caudal de salida de R-101. No caudal de alimentación a D-101. Pérdida de eficiencia en el proceso.	4.1.1. Sin consecuencias						4.1.1. Sensor de nivel LI-101-05.		
	No caudal recirculación	5. Fallo P-103.	5.1. No recirculación de lodo al R-101. Disminución de la eficiencia del proceso.	5.1.1. Daño a equipos	1			2	-	5.1.1. El variador de velocidad del motor de la bomba SY-103-02 indica si hay problemas con el motor.		
		6. Fallo humano cerrando una válvula manual de L-1016/17.	6.1. No recirculación de lodo al R-101. Posible cavitación o deadheading de la P-103. Disminución de la eficiencia del proceso.	6.1.1. Daño a equipos	1			2	-			

No caudal de nutrientes	7. Fallo P-101.	7.1. No alimentación de nutrientes al R-101. Disminución de la eficiencia del proceso.	7.1.1. Sin consecuencias								
	8. Fallo humano cerrando VM-101-02.	8.1. Posible rotura P-101. No alimentación de nutrientes a R-101. Disminución de eficiencia del proceso.	8.1.1. Daño a equipos	1			2	-			
No caudal antiespumante	9. Fallo P-104.	9.1. No alimentación antiespumante al R-101. Disminución de la eficiencia del proceso por rebose de espuma.	9.1.1 Daño a equipos	1			2	-			
	10. Fallo humano cerrando VM-101-02.	10.1. Posible rotura P-104. No alimentación antiespumante a R-101. Disminución de eficiencia del proceso por rebose de espuma.	10.1.1. Daño a equipos	1			2	-			
No caudal enmascarador	11. Same as 9.	11.1. No alimentación antiespumante al R-101. Posible aumento de los olores desprendidos por los gases del proceso.	11.1.1. Daño a equipos	1			2	-			
			11.1.2. Impacto ambiental	1			2	-			

		12. Same as 10.	12.1. Same as 11.1.									
Menos	Menos caudal	13. Ver causas de no caudal.										
Más	Más caudal L-1004	14. Fallo lazo de control de VA-101-01.	14.1. Aumento del caudal de salida de R-101. Disminución del tiempo de retención hidráulico y de la eficiencia del sistema.	14.1.1. Sin consecuencias								
Parámetro: Presión												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más presión	15. No se identifican causas										
Menos	Menos presión	16. No se identifican causas										
Parámetro: Temperatura												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más temperatura	17. Condiciones ambientales	17.1. Posibles condiciones desfavorables para el cultivo de microorganismos. Posible disminución de eficiencia del sistema.	17.1.1. Sin consecuencias								

			17.2. Posibles condiciones desfavorables para el cultivo de microorganismos. Muerte total del cultivo de microorganismos.	17.2.1. Consecuencias financieras	1			2	-			
Menos	Menos temperatura	18. Same as 17										
Parámetro: Composición												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Otra composición	19. No se observan causas										
Ade-más	Además condensables	20. Fallo S-101	20.1. Alimentación de condensables del betún asfáltico en el R-101. Disminución de la eficiencia del proceso.	20.1.1. Sin consecuencias								
Parámetro: Fase												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Otra fase	21. No se observan causas										

Parámetro: pH												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más acidez	22. Cambios en la composición de entrada de la línea L-1008.	22.1. Posibles condiciones desfavorables para el cultivo de microorganismos. Posible disminución de eficiencia del sistema.	22.1.1. Sin consecuencias						22.1.1. pHmetro PH-101-03 en R-101.		
Menos	Menos acidez	23. Cambios en la composición de entrada de la línea L-1008.	23.1. Same as 22.1.									
Parámetro: Operación												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en operación	24. Toma de muestra, operación de equipos y rondas en la planta de tratamiento biológico.	24.1. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	24.1.1. Daño a personas	1			2	-	24.1.1. Barandillas de seguridad en las pasarelas del decantador y reactor.		
Parámetro: Contención												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No contención	25. Same as 2										

Parámetro: Mantenimiento												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en mantenimiento	26. Operaciones de mantenimiento en la instrumentación de R-101 (ej. boya de nivel LI-101-06)	26.1. Posible caída de operario a R-101. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	26.1.1. Daño a personas	2	1	1	1	-			

Nodo: (1) Decantador de tratamiento biológico D-101 (incluyendo P-102, P-103)												
Intención: Al decantador se le alimenta una corriente de agua con lodo proveniente de R-101. El sensor de nivel LT-101-02 controla la bomba P-102 para la salida de agua clarificada, y el sensor de nivel de la interfase ILT-101-01 controla la purga de lodos para evitar que la totalidad de estos se recirculen y se acumulen.												
Diagrama: P&ID-BIO-01 REV.05												
Parámetro: Nivel												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más nivel	27. Error humano cerrando válvula VM-101-17 o VM-101-18.	27.1. Bloqueo salida reactor D-101 (por L-1016). Rebose D-101. Entrada de lodo en la zona de clarificación de agua. Recirculación lodo por L-1006.	27.1.1. Sin consecuencias								
		28. Fallo P-103 provocando no caudal en L-1016	28.1. Same as 27.1.	28.1.1. Daño a equipos	1			2	-			
		29. Error humano cerrando alguna válvula manual de línea de recirculación agua tratada.	29.1. Bloqueo salida reactor D-101 (por L-1006). Rebose D-101. Entrada de lodo en la zona de clarificación de agua.	29.1.1. Sin consecuencias								
		30. Fallo P-102 provocando no caudal en L-1006	30.1. Same as 29.1.	30.1.1. Daño a equipos	1			2	-			

		31. Fallo lazo de control de VA-101-01.	31.1. Aumento del caudal de salida de R-101. Aumento del caudal de alimentación a D-101. Rebose D-101.	31.1.1. Sin consecuencias								
Menos	Menos nivel	32. Error humano cerrando VM-101-11	32.1. No caudal de alimentación a D-101. Bajada de nivel de D-101. Alerta LT-101-01 de bajo nivel. Parada P-102 y no caudal en corriente de recirculación de agua tratada. Disminución de la eficiencia del sistema.	32.1.1. Sin consecuencias								
		33. Rotura conexión línea fondo del decantador (L-1016).	33.1. Fuga del contenido del decantador a través de la rotura en la conexión de la línea. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	33.1.1. Daño a personas	1			1	-			
				33.1.2. Daño a equipos	1			1	-			

Parámetro: Caudal												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No caudal salida de lodos (L-1016)	34. Same as 27.										
		35. Same as 28.										
	No caudal salida recirculación de agua tratada (L-1006)	36. Same as 29.										
		37. Same as 30.										
	No caudal alimentación	38. Same as 32.										
Menos	Menos caudal de alimentación	39. Menor caudal de entrada al rebosadero de R-101	39.1. Pérdida progresiva de nivel en D-101. Aumento del tiempo de residencia hidráulica de R-101. Disminución de la eficiencia del sistema.	39.1.1. Sin consecuencias								
Más	Más caudal	40. No se observan causas										

Parámetro: Presión												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más presión	41. No se observan causas										
Menos	Menos presión	42. No se observan causas										
Parámetro: Temperatura												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más temperatura	43. Same as 17										
Menos	Menos temperatura	44. Same as 17										
Parámetro: Composición												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Composición	42. Same as 27	42.1. Aumento de la cantidad de lodos en el D-101. Disminución de la eficiencia del sistema.	42.1.1. Sin consecuencias								

Parámetro: Fase												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Otra fase	43. No se observan causas										
Parámetro: pH												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más acidez	44. Same as 22.										
Menos	Menos acidez	45. Same as 23.										
Parámetro: Operación												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en operación	46. Toma de muestra, operación de equipos y rondas en la planta de tratamiento biológico.	46.1. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	46.1.1. Daño a personas	1			2	-			
Parámetro: Contención												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No contención	47. Same as 33.										

Parámetro: Mantenimiento												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en mantenimiento	48. Operaciones de mantenimiento en la instrumentación de L-101 (ej. boya de nivel LI-101-02)	48.1. Posible caída de operario a R-101. Exposición del trabajador a aguas con posible riesgo biológico.	48.1.1. Daño a personas	2	1	1	1	-			

<p>Nodo: (1) Tanque T-202 de almacenamiento de nutrientes (incluyendo P-101). Tanques T-203/204 de almacenamiento de antiespumante y enmascarador, respectivamente (incluyendo P-104).</p>												
<p>Intención: Alimentación de nutrientes (nitratos, fosfatos, etc) al reactor R-101 mediante la bomba P-101. Alimentación de antiespumante (T-203) y enmascarador (T-204) al reactor R-101 mediante la bomba P-104 a través de un sistema de aspersión.</p>												
<p>Diagrama: P&ID-BIO-01 REV.05</p>												
<p>Parámetro: Nivel</p>												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más nivel	49. Error humano durante el llenado del tanque T-202/203/204.	49.1. Rebose del tanque T-202/203/204.	49.1.1. Sin consecuencias								
Menos	Menos nivel	50. Fallada del indicador de nivel LSI-202.01/203.01/204.01.	50.1. No caudal en líneas de descarga. No alimentación de nutrientes a R-101. Disminución de la eficiencia del proceso.									
		51. Rotura conexión línea fondo de tanque.	51.1. Fuga del contenido del tanque a través de la rotura en la conexión de la línea.	51.1.1. Sin consecuencias								

Parámetro: Caudal												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No caudal	52. Same as 50.										
		53. Same as 51.										
Más	Más caudal	54. No se observan causas.										
Inverso	Caudal inverso	55. No se observan causas.										
Parámetro: Presión												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más presión	56. No se observan causas.										
Menos	Menos presión	57. No se observan causas.										
Parámetro: Temperatura												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más temperatura	58. Condiciones ambientales	58.1. Posible aumento de temperatura en los tanques 202/203/204 debido a un aumento de la temperatura ambiente.	58.1.1. Sin consecuencias								

Menos	Menos temperatura	59. Condiciones ambientales	59.1. Posible disminución de la temperatura en el tanque T-202/203/204 con posibilidad de congelación del fluido y disminución de la eficiencia del proceso.	59.1.1. Sin consecuencias								
Parámetro: Composición												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Otra composición	60. Error humano en la preparación de la disolución a alimentar en el tanque T-202/203/204.	60.1. Pérdida de eficiencia en el sistema.	60.1.1. Sin consecuencias								
Parámetro: Fase												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Otra	Otra fase	61. Same as 59.										
Parámetro: Fase												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Fluctuación	Fluctuación pH	62. No se observan causas										

Parámetro: Operación												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en operación	63. No se observan causas										
Parámetro: Mantenimiento												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en mantenimiento	64. No se observan causas										
Parámetro: Contención												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No contención	65. No se observan causas										

Nodo: (2) Separador S-101 de eliminación de condensables de la salida de gases del tanque T-101 (incluyendo K-101).												
Intención: Captura de condensables del corriente de gas proveniente de T-101 para su tratamiento biológico posterior en el separador S-101. Los filtros internos de este equipo se limpian con un corriente de diésel que entra en el equipo en dos puntos de aspersión. El caudal de diésel (con los residuos de la línea de gases) se tratan en ASES A y el gas se impulsa hacia la planta de tratamiento biológico.												
Diagrama: P&ID-BIO-01 REV.05												
Parámetro: Nivel												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más nivel	66. Error humano cerrando la válvula manual VM-100-06.	66.1. No caudal en la línea L-0009. Acumulación de gasoil y condensables en el fondo del separador S-101. Posible inundación del equipo. Posible salida de producto líquido por L-0003.	66.1.1. Daño a equipos	1			2	-	66.1.1. Alarma de alto nivel en el fondo de S-101.		
		67. Fallo de PDIA 100.02 o PDIA 100.04.	67.1. Entrada de caudal ininterrumpida. Acumulación de gasoil y condensables en el fondo del separador S-101. Posible inundación del equipo. Posible salida de producto líquido por L-0003.	67.1.1. Daño a equipos	1			2	-			

Menos	Menos nivel	68. Rotura de la conexión a S-101 de la línea L-0009.	68.1. Fuga de gasoil y condensables del betún al exterior.	68.1.1. Daño a personas	1			2	-				
		69. Error humano cerrando válvula manual VM-100-03 en la línea de alimentación de gasoil.	69.1. Obstrucción de los filtros de separación de condensables. Alimentación de condensables a la línea L-0003. Disminución de la eficiencia del proceso.	69.1.1. Sin consecuencias									
		70. Error humano cerrando válvula manual VM-100-04 en la línea de alimentación de gasoil.	70.1. Same as 69.1.										

Parámetro: Caudal												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No caudal de gases de alimentación	71. Error humano cerrando válvula manual VM-100-01.	71.1. No alimentación de producto al proceso. Ineficiencia total del proceso. Posible rotura de las juntas en la aspiración de K-101. Posibilidad de rotura K-101.	71.1.1. Daño a equipos	2			1	-	71.1.1. Válvula manual sin manecilla, no precisa ser operada.		
		72. Error humano cerrando válvula manual VM-100-02.	72.1. No alimentación de producto al proceso. Ineficiencia total del proceso. Sobrepresión en impulsión de K-101. Posibilidad de incendio, posibilidad de explosión. Posibilidad de rotura de K-101.	72.1.1. Daño a equipos	2			1	-	72.1.1. Válvula manual sin manecilla, no precisa ser operada.		
				72.1.2. Daño a personas	3	1		1	2	72.1.2. Válvula manual sin manecilla, no precisa ser operada.	-	
		73. Fallo compresor K-101.	73.1. No alimentación de producto al proceso. Ineficiencia total del proceso.	73.1.1. Sin consecuencias de seguridad								

No caudal alimentación diésel	74. Same as 69.										
	75. Same as 70.										
No caudal purga líquida	76. Same as 66.										
	77. Fallo bomba P-100.	77.1. Same as 66.1.									
No caudal salida gas	78. Obstrucción filtros separador S-101.	78.1. Aumento de la presión en S-101. Posible rotura de equipo, posible incendio, posible explosión.	78.1.1 Daño a equipos	2			1	-	78.1.1. Sensores de presión diferencial que activan asperión de diésel.	-	
			78.1.2. Daño a personas	3	1		1	2	78.1.2. Sensores de presión diferencial que activan aspersión de diésel.	-	
									78.1.3. Instalación de una PSV en el equipo, que conduce a una antorcha de seguridad. Final de carrera que indique apertura de PSV para avisar de necesidad de limpieza exhaustiva de filtros.		

		79. Error humano cerrando válvula manual VM-100-05.	79.1. Aumento de la presión en S-101. Posible rotura de equipo, posible incendio, posible explosión.	79.1.1 Daño a equipos	2			1	-	79.1.1. Sensores de presión diferencial que activan asperión de diesel.		
				79.1.2. Daño a personas	3	1		1	2	79.1.2. Sensores de presión diferencial que activan aspersión de diesel.		
										79.1.3. Instalación de una PSV en el equipo, que conduce a una antorcha de seguridad. Final de carrera que indique apertura de PSV para avisar de necesidad de limpieza exhaustiva de filtros.		
										79.1.4. Válvula manual sin manecilla, no precisa ser operada.		

Más	Más caudal de gases de alimentación	80. No se observan causas.										
	Más caudal alimentación diésel	81. No se observan causas.										
	Más caudal purga líquida	82. No se observan causas.										
	Más caudal salida gas	83. No se observan causas.										
Menos	Menos caudal de gases de alimentación	84. Fallo compresor K-101.	84.1. Same as 73.1.									
	Menos caudal alimentación diésel	85. Estrangulamiento válvula VM-100-03 o VM-100-04.	85.1. Same as 69.1.									
	Menos caudal purga líquida	86. Estrangulamiento válvula VM-100-07 o VM-100-07.	86.1. Disminución del caudal de salida líquida en L-0009 y L-0010. Aumento progresivo del nivel de líquido en S-101.	86.1.1. Sin consecuencias.								
	Menos caudal salida de gasas	87. Estrangulamiento VM-100-05.	87.1. Aumento de la presión en S-101. Estabilización de la presión.	87.1.1. Sin consecuencias.								

Parámetro: Presión												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más presión	88. Same as 78.										
		89. Same as 79.										
Menos	Menos presión	90. Same as 71.										
		91. Same as 72.										
		92. Same as 73.										
		93. Rotura de S-101.	93.1. Fuga de producto al exterior. Posibilidad de fuga a presión. Disminución de alimentación de gases de proceso a R-101. Disminución de la eficiencia del proceso.	93.1.1. Daño a equipos.	2			1	-			
		93.1.2. Daño a personas.	1			1	-					
Parámetro: Temperatura												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Más	Más temperatura	94. Same as 78.										Poner un cartel informativo de no tocar tubería L-0003 debido a temperatura elevada.

		95. Same as 79.											Poner un cartel informativo de no tocar tubería L-0003 debido a temperatura elevada.
Menos	Menos temperatura	96. No se observan causas.											
Parámetro: Composición													
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA	
Otra	Otra composición	97. No se observan causas.											
Parámetro: Fase													
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA	
Otra	Otra fase	98. No se observan causas.											
Parámetro: pH													
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA	
Más	Más pH	99. No se observan causas.											

Menos	Menos pH	100. No se observan causas.										
Parámetro: Operación												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en operación	101. No se observan causas.										
Parámetro: Mantenimiento												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
Qué más en	Qué más en mantenimiento	102. Contacto del operario sin la protección necesaria con el equipo.	102.1. Posibilidad de quemaduras.	102.1.1. Daño a personas.	1			2	-			Poner un cartel informativo avisando de posible temperatura elevada del equipo.
Parámetro: Contención												
PG	DESVIACIÓN	CAUSAS	ESCENARIO	CONSECUENCIAS	C/E/A	F	P	W	RG	SALVAGUARDIAS	RG FINAL	ACCIONES DE MEJORA
No	No contención	103. Same as 68.										

En las siguientes figuras se muestra la división del proceso en los dos nodos utilizados con tal de realizar el estudio HazOp (nodo 1: verde, nodo 2: rosa).

